Titre: Title:	Gestion de l'eau dans le procédé de désencrage : problématique et étude de cas
Auteur: Author:	Sophie Walosik
Date:	1999
Type:	Mémoire ou thèse / Dissertation or Thesis
Référence: Citation:	Walosik, S. (1999). Gestion de l'eau dans le procédé de désencrage : problématique et étude de cas [Mémoire de maîtrise, École Polytechnique de Montréal]. PolyPublie. https://publications.polymtl.ca/8652/

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

GESTION DE L'EAU DANS LE PROCÉDÉ DE DÉSENCRAGE: PROBLÉMATIQUE ET ÉTUDE DE CAS

SOPHIE WALOSIK
DÉPARTEMENT DE GÉNIE CHIMIQUE
ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

MÉMOIRE PRÉSENTÉ EN VUE DE L'OBTENTION
DU DIPLÔME DE MAÎTRISE ÈS SCIENCES APPLIQUÉES
(GÉNIE CHIMIQUE)
AOÛT 1999

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Ce mémoire intitulé:

GESTION DE L'EAU DANS LE PROCÉDÉ DE DÉSENCRAGE:
PROBLÉMATIQUE ET ÉTUDE DE CAS

présenté par: WALOSIK Sophie
en vue de l'obtention du diplôme de: Maîtrise ès sciences appliquées
a été dûment accepté par le jury d'examen constitué de:

M. SAMSON Réjean, Ph.D., président
M. PARIS Jean, Ph.D., membre et directeur de recherche
M. VALADE Jacques, Ph.D., membre et codirecteur de recherche
M. CASTRO Carlos, Ph.D., membre externe

REMERCIEMENTS

Je tiens à remercier :

- M. Jean Paris, mon directeur de recherche, du Groupe de Recherche en Sciences et Ingénierie du Papier (GRESIP), et M. Jacques Valade, mon codirecteur, du Centre de Recherche en Pâtes et Papier (CRPP), pour m'avoir permis de mener cette étude et ainsi découvrir le domaine du désencrage;

- M. Pierre Béland, Mme Christine Pritz et les opérateurs, de l'usine de Kruger, Bromptonville, pour m'avoir permis d'étudier un atelier de désencrage existant ainsi que de m'avoir fourni temps, matériel, documentation et réponses à mes questions;

- M. Gilles Dorris, de Paprican, pour m'avoir offert, généreusement, temps et conseils;

- M. Jean-Pierre Carron, de Kruger et M. Dimitri Tsingakis, de l'École Polytechnique, sans qui la campagne d'échantillonnage n'aurait pu être effectuée avec succès;

- M. Robert Lanouette, M. Alain Marchand et M. Julien Brazeau, du Laboratoire d'analyse physique du CRPP, ainsi que M. Georges Kennedy et M. Jacques St-Pierre, de l'Institut de Génie Énergétique et Mme Nathalie Pagé, M. Wayne Bichard et Mme Denise Fillion, de Paprican. Leur aide et leurs conseils furent indispensables pour la bonne exécution des analyses de pâte;

- toute l'équipe du GRESIP, et en particulier Jean-Christophe Bonhivers, pour son aide et ses conseils indispensables;

- ma marraine, Suzanne, pour avoir si gentiment accepté de relire mon texte;

- ma famille, ma belle-famille et mon ami, Martin, pour leur support inconditionnel;

ainsi que tous ceux qui ont contribué de près ou de loin.

RÉSUMÉ

Depuis le début de la décennie, l'industrie des pâtes et papiers s'est tournée vers la technologie du désencrage afin de produire de la pâte contenant des fibres recyclées. L'addition de fibres recyclées à la pâte est importante puisqu'elle permet de réduire la quantité de vieux papiers aux sites d'enfouissement et de rencontrer les niveaux requis de contenu recyclé dans les produits papetiers. Le désencrage est une technologie nouvelle qui mérite d'être bien maîtrisée et optimisée. Une simulation en régime permanent d'un atelier de désencrage existant a été développée afin d'analyser la distribution de la matière dans le procédé. Au départ, le diagramme de simulation a été défini à l'aide de la documentation disponible et de relevés en usine. Ensuite, les bilans massiques ont été calculés à partir des données de conception de l'usine. De ces bilans, une simulation de la matière solide et de l'eau a été produite avec le logiciel WinGEMS. Les résultats d'analyse (consistance, matières dissoutes et ions) sur certains échantillons de courants de procédé ont ensuite été utilisés afin : (1) de refléter les conditions d'opérations lors de l'échantillonnage, (2) de détailler les bilans de matière et (3) de valider la simulation.

En utilisant la simulation détaillée, une étude préliminaire sur la gestion de l'eau de procédé dans l'atelier a été produite. Les stratégies de gestion de l'eau du procédé visaient à remplacer de l'eau fraîche de procédé par d'autres types d'eau recyclée ou à utiliser autrement l'eau fraîche afin d'optimiser la performance du procédé.

Selon les résultats des simulations de la première stratégie, il serait intéressant d'opérer l'atelier de désencrage en se servant d'environ la moitié d'eau blanche de la machine aux cuviers de réserve des boucles acides et alcalines plutôt que de l'eau fraîche uniquement. L'apport en matière dissoute à la machine à papier du courant de pâte désencrée passerait

d'environ 2700 à 3200 mg/L. La consommation d'eau fraîche, toutefois, diminuerait de 20 à 12 tonnes d'eau par tonne de pâte désencrée produite. Pendant cette étude, la direction de l'atelier de désencrage a modifié ces opérations afin d'utiliser davantage d'eau blanche de machine à l'atelier de désencrage. Fait de façon progressive, l'impact de ce changement sur l'atelier et la pâte produite pourra être suivi et une quantité optimale d'eau blanche de machine à ajouter pourra être déterminée.

En ce qui a trait à la deuxième stratégie, l'utilisation d'eau fraîche aux rinceurs de la presse à bandes et aux douches des laveurs diminue la concentration des matières dissoutes dans la pâte résultante. Toutefois la dilution de la pâte désencrée avec de l'eau blanche de machine, au cuvier de transfert annule cette réduction. Puisque la simulation comporte une modélisation simplifiée de ces équipements, les bénéfices de cette stratégie n'ont pu être davantage élaborés. Il serait intéressant d'analyser plus en détail ces équipements, dans le contexte du désencrage et de bien comprendre l'impact de la dilution de la pâte au cuvier de transfert avec de l'eau blanche de la machine sur les bénéfices de lavage à la fin de la boucle acide.

De plus comme projet futur, une analyse de la gestion des eaux hors procédé de l'atelier de désencrage pourrait être entreprise afin de vérifier si la consommation totale d'eau fraîche de l'atelier peut être diminuée davantage et ce par des moyens simples. Il serait également intéressant de détailler davantage les bilans pour y inclure des données de fibres, de fines, de cendre et d'encre et de simuler le procédé pour différentes compositions de vieux papiers. Évidemment, puisque l'usine a changé depuis, une mise à jour du cas de base serait nécessaire ainsi que la prise d'échantillons additionnels. Le processus d'établissement des bilans, tel que suivi et critiqué dans cette étude, pourrait

donc être raffiné et les techniques de validation, présentement étudiées, pourraient être intégrées.

ABSTRACT

In recent years, the pulp and paper industry has turned to deinking technology to produce pulp containing recycled fibres. Addition of deinked fibres to pulp is important as it allows to reduce the quantity of waste paper disposed in landfill sites and to meet mandated recycled content levels in paper products. Deinking is still a new technology which needs to be well understood and optimized. A steady-state simulation of an existing recycled fibre deinking plant has been developed to analyse the distribution of materials in the process. Initially, with available documentation and plant visits, the process and simulation diagrams were defined. Then material balances were calculated from design data. From these balances, a solid and water base case simulation was produced using WinGEMS. Results from an analysis on selected process streams samples (consistencies, dissolved material and ions) were used : (1) to enhance the base case simulation by considering existing operation conditions, (2) to detail the material balance and (3) to validate the simulation.

With the resulting steady-state simulation of the existing recycled fibre deinking plant, a preliminary study on water management has been performed. The water management strategies involved replacing fresh water with recycled water or using fresh water elsewhere to optimize the process performance.

Based on the simulation results of the first strategy, it would be interesting to operate the deinking plant, using about half of machine white water as make-up water to the reserve water tanks of the alkaline and acidic loops instead of only fresh water. Dissolved solids to the papermachine would increase from about 2700 to 3200 mg/L. Water consumption

would decrease from 20 to 12 tonnes of water per day per tonne of deinked pulp produced. During this study, personnel from the mill have modified the operations to use more machine white water at the deinking plant. Done progressively, the impact of this change on the plant and the pulp can be monitored and an optimal machine white water quantity to add can be determined.

As for the second strategy, the use of fresh water to the showers of the belt press and washers decreases the dissolved solids concentration in the resulting pulp, but dilution of the deinking pulp with machine white water at the transfer chest cancels this reduction. Since the simulation consisted of a simplified model of these equipments, the benefits of this strategy, has not been elaborated. It would be of interest to analyze further these equipments, in the context of deinking and to understand well the impact of the transfer chest dilution on the benefits of washing at the end of the acid loop.

For a future project, an analysis of non-process waters of the deinking plant could be undertaken to reduce total water consumption further. It would be of interest as well, to detail the simulation with fibres, fines, ash and ink data and to simulate the process for different compositions of used paper. Of course, since the mill has changed since, an update of the base case would be necessary along with additional sampling. The simulation methodology, as followed and criticized in this study, could then be refined and the validation techniques, presently studied, could be integrated.

TABLE DES MATIÈRES

LISTE DES TABLEAUX

LISTES DES FIGURES

LISTE DES ABRÉVIATIONS

% C	Consistance
Acc	Accepté
ACPP	Association Canadienne des Pâtes et Papiers
Alim	Alimentation
CaCl2	Chlorure de calcium
CDT	Cuvier de transfert
CDV	Cuvier de vidange
CF	Cellules de flottation
CHC	Cuvier à haute consistance
CLAR	Clarificateur
CPEL	Cuvier de pâte épaissie lavée
CRPP-UQTR	Centre de Recherche en Pâtes et Papiers de l'Université du Québec à Trois-Rivières
DAV	Draineur à vis
EAC	Eau alcaline claire
EAP	Eau alcaline pauvre
EBC	Eau acide (blanche) claire
EBM	Eau blanche de machine
EF	Eau fraîche

EFC	Eau fraîche chaude
EHD	Épurateur à haute densité
EIP	Épurateurs inverses primaires
EIS	Épurateurs inverses secondaires
EP	Épurateurs primaires
ES	Épurateurs secondaires
EU	Eau usée
EUT	Eau usée traitée
FAD	Filtre à disques
FE	Descriptif de l'usine pour un cuvier ou un réservoir
GA	Descriptif de l'usine pour une pompe
H_2O_2	Peroxyde de sodium
L/min	Litre par minute
LV	Laveurs
Na_2SIO_3	Silicate de sodium
NaOH	Hydroxyde de sodium
NCASI	National Council of the Paper Industry for Air and Stream Improvement
PAB	Presse à bandes
PBOU	Presse à boues
ppm	partie par million
PR	Descriptif de l'usine pour un courant de pâte

TAPPI	Technical Association of the Pulp & Paper Industry
TG	Tamis grossier
TPAR	Tamis primaire à rainures
TPAT	Tamis primaire à trous
TPRF	Tamis primaire à rainures fines
TSAR	Tamis secondaire à rainures
TSAT	Tamis secondaire à trous
Tsf	Tonne métrique séchée au four
TSRF	Tamis secondaire à rainures fines
TTRF	Tamis tertiaire à rainures fines

LISTE DES ANNEXES

INTRODUCTION

Le désencrage des vieux papiers constitue une activité de l'industrie des pâtes et papiers en pleine croissance. Tout comme dans une usine de pâte ou de papier, l'eau d'un atelier de désencrage se doit d'être recyclée le plus possible, afin de réduire le volume des eaux usées déchargées à l'environnement et de minimiser le montant d'eau fraîche requis par l'usine. Une fermeture de circuit des eaux blanches peut toutefois avoir des effets néfastes physiques (par exemple, l'augmentation de matières dissoutes), chimiques (tels que des changements de pH et de conductivité) et biologiques (croissance de microbes) sur l'opération de l'atelier. Pour une opération maximale, une gestion optimisée de l'eau d'un atelier de désencrage est nécessaire.

L'objectif de cette étude est d'utiliser la simulation afin d'analyser les effets de deux stratégies de gestion d'eau de procédé sur la consommation d'eau fraîche et la teneur en matières dissoutes et ions d'un atelier de désencrage existant. Ces stratégies visent à remplacer de l'eau fraîche de procédé par d'autres types d'eau recyclée ou à utiliser autrement l'eau fraîche afin d'optimiser la performance du procédé.

Le premier chapitre de ce mémoire se veut un survol du contexte canadien du désencrage ainsi que de la diversité des contaminants des vieux journaux et des vieux magazines, et ce afin de bien saisir l'importance de ce domaine ainsi que les défis techniques de la remise en pâte. Ensuite, le deuxième chapitre offre un aperçu du principe d'un atelier de désencrage et des différents équipements que l'on y retrouve. De plus, des généralités sur la réduction d'eau d'appoint sont présentées. Le troisième chapitre décrit l'atelier de

désencrage choisi, pour y analyser les opportunités de gestion d'eau de procédé, ainsi que la méthodologie utilisée pour la mise en œuvre de la simulation, y compris la prise d'échantillonnage. De plus, la simulation est validée et une critique de la méthode est présentée. Enfin, au chapitre final, le procédé et les constituants échantillonnés sont analysés et les stratégies sont présentées.

CHAPITRE I

DÉFIS DU DÉSENCRAGE

Le désencrage des vieux papiers constitue une activité de l'industrie des pâtes et papiers en pleine croissance. Afin de bien saisir l'importance de ce domaine ainsi que les défis techniques de la remise en pâte de vieux journaux et de vieux magazines, le contexte canadien du désencrage et la diversité des contaminants des vieux journaux et des vieux magazines ont été explorés.

1.1 Contexte canadien du désencrage

Les nombreux démarrages d'ateliers du début des années 1990 (Corbett, 1991; Espe, 1990; Karl, 1992; Stevenson, 1992) démontrent bien l'engagement actuel de l'industrie canadienne des pâtes et papiers envers le recyclage et le désencrage. En effet, tel que montré à la Figure 1.1, selon les Tables de statistiques de l'Association Canadienne des Pâtes et Papiers (ACPP, 1998), la consommation canadienne de papier récupéré a presque décuplé depuis 1975, passant environ de cinq cent mille tonnes par an à un peu plus de quatre millions cinq cent mille tonnes par an.

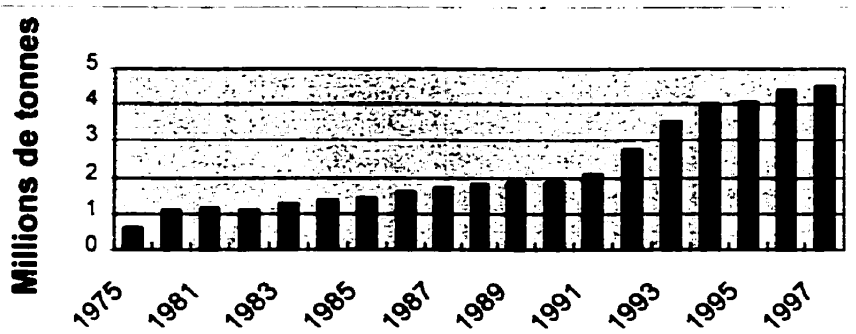


Figure 1.1: Consommation de papier recyclable
Producteurs de papiers et cartons
(ACCP, 1998)

Durant les années soixante, c'était presque exclusivement le carton qui était remis en pâte (Figure 1.2). Aujourd'hui, une attention particulière est portée sur la remise en pâte du papier hygiénique et du papier journal. L'Association Canadienne des Pâtes et Papiers estime, qu'en 1992, presque 10% des fibres du papier journal étaient des fibres recyclées comparativement à 0.1% en 1965.

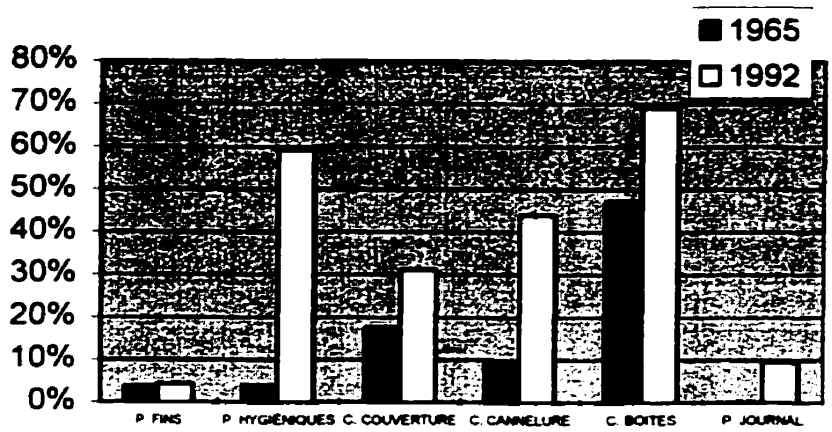


Figure 1.2: Contenu de papier recyclable par catégories (1965-1992)
(ACPP, 1998)

Comme l'indique The Conference Board of Canada (St-Pierre, 1993), cette attention particulière est grandement due aux nouvelles lois dans certains états américains, nos principaux acheteurs de papier, qui exigent une certaine proportion de contenu recyclé dans le papier journal. Même si le Canada, en 1997, récupèrait plus de 3100 milliers de tonnes par rapport à sa consommation de 6900 milliers de tonnes, c'est-à-dire à un taus de récupération de 45 % de ses produits papetiers (voir Tableau 1.1 à la page suivante), il ne peut subvenir à la demande croissante de fibre recyclée. C'est ainsi, tel que présenté à la Figure 1.3, qu'il se tourne de plus en plus vers l'importation des vieux papiers journaux et magazines. En effet, presqu'autant de papier recyclable provient de l'importation que de source intérieure.

Tableau 1.1: Taux de récupération de papier recyclable (1975-1997)[1]

Année	*Source intérieure*	*Exportations*	*Papier récupéré au Canada*	*Consommation canadienne[2]*	*Taux de Récupération[3]*
	(en milliers de tonnes)				
1975	*487*	*79*	*566*	*3465*	***16.3%***
1997	*2422*	*688*	*3110*	*6900*	***45.1%***

[1] (ACPP, 1998)

[2] Consommation canadienne de papiers et cartons

[3] Le taux de récupération est défini comme étant le rapport entre le papier et carton récupéré et le papier et carton consommé.

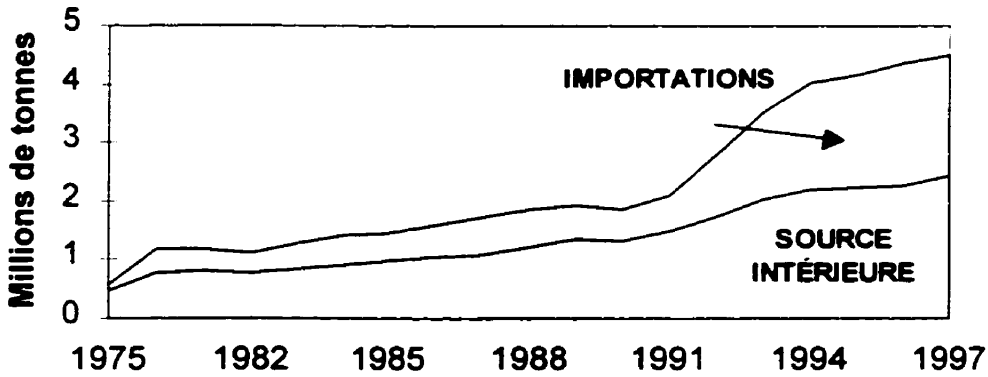


Figure 1.3: Sources de papier recyclable (1975-1997)
(ACPP, 1998)

Selon le Pulp and Paper Canada 1995 Annual & Directory (Rodden, 1995), près de 50 papetières canadiennes utilisent de la pâte désencrée. Une vingtaine de ces papetières produisent sur leurs sites un total de plus de 1 400 000 tonnes de pâte désencrée, en majorité, pour la fabrication de papier journal. Les usines sont supportées par de nombreux fournisseurs de produits, d'équipement et d'expertise ainsi que par un réseau de centres de recherche industriels et académiques.

1.2 Contaminants des vieux journaux et des vieux magazines

Les fibres recyclées constituent une source alternative de fibres pour la production de papier mais elles introduisent aussi une quantité considérable de contaminants. Ceux-ci, s'ils ne sont pas éliminés à l'atelier de désencrage se retrouvent à la machine à papier lorsque la pâte désencrée y est acheminée. L'opération de la machine, les eaux blanches et la qualité de la feuille produite peuvent en être affectées.

Les contaminants auxquels fait face l'atelier de désencrage varient selon l'historique des vieux journaux et des vieux magazines. Les contaminants résultent des techniques de mise en pâte utilisées, des adjuvants améliorant les caractéristiques de la feuille ajoutés à la partie humide de la machine à papier et sur la surface de la feuille, des techniques d'impression employées et des formules d'encre choisies, ainsi que des additifs ajoutés pour aider aux opérations de la production du journal et du magazine. De plus, la manipulation et la manutention des journaux et des magazines apportent des contaminants grossiers.

Les vieux papiers contiennent de nombreux contaminants. Ceux-ci peuvent être regroupés en quatre catégories: (1) les composants de couchage, (2) les adhésifs, (3) les encres et (4) les contaminants grossiers externes.

1.2.1 Composants de couchage

Le procédé de couchage, qui a pour but d'améliorer les propriétés optiques et physiques du papier du genre magazine et publicités, fait appel à des pigments, des liants et certains additifs (Biermann, 1996; Dorris, 1989; Smook, 1992). Les pigments sont des particules, souvent inorganiques tels que la glaise, le carbonate de calcium et le dioxyde de titanium, parfois organiques comme le polystyrène et le chlorure de polyvinyle, qui remplissent les espaces entre les fibres du papier. Les pigments inorganiques, également utilisés comme charge à la machine à papier, sont plus petits que 10 microns et ont une gravité spécifique variant entre 2 et 4. Les liants, qui fixent les pigments, peuvent être naturels comme l'amidon, la caséine, le soya ou synthétiques tels que le latex de type styrène-butadien, l'acétate de polyvinyle et le carboxyméthylcellulose. De nombreux additifs sont également ajoutés afin, entre autres, d'insolubiliser, de plastifier, d'épaissir, de disperser ou de teindre.

Kleinau (1987) donne un bon aperçu du comportement des composants de couchage dans l'eau. En général, les pigments organiques et les liants naturels se dispersent bien. Les pigments plastiques et les liants synthétiques, par contre, peuvent former des amas et se manifester comme agglomérats sur le produit final. Scott (1990) discute des effets néfastes des pigments minéraux et des composants de couchage dissous dans les systèmes d'eaux blanches. Les pigments participent à l'augmentation des dépôts et de l'abrasion, et diminuent les liens fibre-fibre ainsi que l'efficacité de certains adjuvants. Les composants de couchage dissous, tels l'amidon, la caséine et le soya, augmentent la demande

biologique en oxygène des effluents ainsi que l'activité microbiologique dans les eaux blanches et réduisent la rétention des fines et l'efficacité des additifs cationiques.

1.2.2 Adhésifs

Les adhésifs sont constitués d'un polymère et d'un collant. Ils sont employés, notamment en reliure, comme liants, sur les rubans et sur le dos d'enveloppes. Kleinau (1987) distingue six types d'adhésifs : les adhésifs végétaux, les colles animales, les adhésifs à base de caséine, de caoutchouc, de résine synthétique et les adhésifs inorganiques. Moreland (1986) présente un tableau des contaminants organiques polymériques insolubles des fibres secondaires, où se retrouvent des adhésifs à contact et des adhésifs thermosensibles qui sont des adhésifs à base de caoutchouc et de résine. Ces types d'adhésifs, en plus d'autres polymères insolubles tels que des liants de couchage et d'encre, les extractibles du bois, et des adjuvants tels que des agents de collage et de résistance à l'état humide, sont appelés des « stickies » ou contaminants collants par plusieurs auteurs (Doshi, 1991; Moreland, 1986; Scott, 1990). Ceux-ci sont collants ou le deviennent, sous certaines conditions de température ou de chimie à la machine à papier.

Kleinau (1987) discute du comportement des adhésifs dans l'eau. Comme les contaminants de couchage, ce sont les adhésifs et contaminants collants polymériques qui sont difficiles à disperser et à éliminer. Doshi (1991) indique que les contaminants collants peuvent se déposer sur plusieurs équipements de la machine à papier, qu'ils réduisent les liens fibre-fibre et qu'ils augmentent le risque d'une casse. De plus, ils influencent l'apparence du produit et peuvent également causer des problèmes durant l'impression et les opérations de convertissage.

1.2.3 Encres

L'encre est constituée d'un pigment, d'un porteur et peut aussi contenir un liant et d'autres additifs. Les formulations d'encre varient, entre autres, selon le type de papier produit, le(s) mécanisme(s) de déposition d'encre utilisés et le procédé d'imprimerie choisi. Aspler (1994) donne plusieurs exemples de formulations d'encre. Le pigment peut être le noir de carbone, un pigment coloré (ou un extendeur). Le porteur, qui sert à transporter le pigment et à le fixer, est un composé tel que de l'huile végétale ou minérale, de l'eau, de l'alcool ou un ester. Shrinath (1991) résume les mécanismes de déposition d'encre et explique les procédés d'imprimerie. L'encre peut être déposée par un ou plusieurs mécanismes dont l'absorption, l'évaporation, l'oxydation, le conditionnement à la chaleur ou à l'ultraviolet, le durcissement à l'infrarouge, la précipitation et la gélification. L'impression des journaux et des magazines peut se faire par les procédés de typographie, de lithographie, de gravure et de flexographie.

Shrinath et al. (1991) et Ferguson (1994) donnent un aperçu du comportement des encres dans l'eau. C'est le porteur et le liant qui doivent se disperser pour libérer le pigment d'encre. Dans le cas des encres typographiques, le porteur à base d'huile se disperse facilement en ajoutant un surfactant, dégageant ainsi le pigment noir de carbone. Les encres offset lithographie, contenant plus de pigment et également un liant à base de résine, sont plus difficiles à disperser. Toutefois, l'ajout de silicate en plus de surfactant aide à la dispersion. Les encres conditionnées à l'ultraviolet lithographie sont attachées fermement par les liants de résine et sont difficiles à disperser. Les encres flexo, une alternative aux encres typographiques, donne une meilleure qualité d'impression et sont plus écologiques. Cependant, le porteur étant de l'eau, il est difficile de rendre les particules d'encres hydrophobes. Comme l'indique Aspler (1994), le traitement des encres flexo et ultraviolet demeure un champ important de recherche.

1.2.4 Contaminants grossiers

Les vieux journaux et magazines apportés à l'entrepôt de l'atelier de désencrage contiennent, de plus, divers contaminants grossiers. La manipulation et la manutention des vieux papiers apportent des contaminants légers tels que des films de plastique et des rubans traités, ainsi que des contaminants lourds comme des agrafes, des trombones, du sable et du verre.

1.2.5 Classification des contaminants

Les contaminants typiques d'un atelier de désencrage sont présentés à la Figure 1.4 et au Tableau 1.2. La caractérisation des contaminants par grosseur et densité permet d'être en mesure de mieux comprendre leurs cheminements à travers les différents équipements d'un atelier de désencrage. La caractérisation des contaminants selon leurs compositions et leurs solubilités permet de suivre leurs profils par l'entremise des analyses de laboratoire.

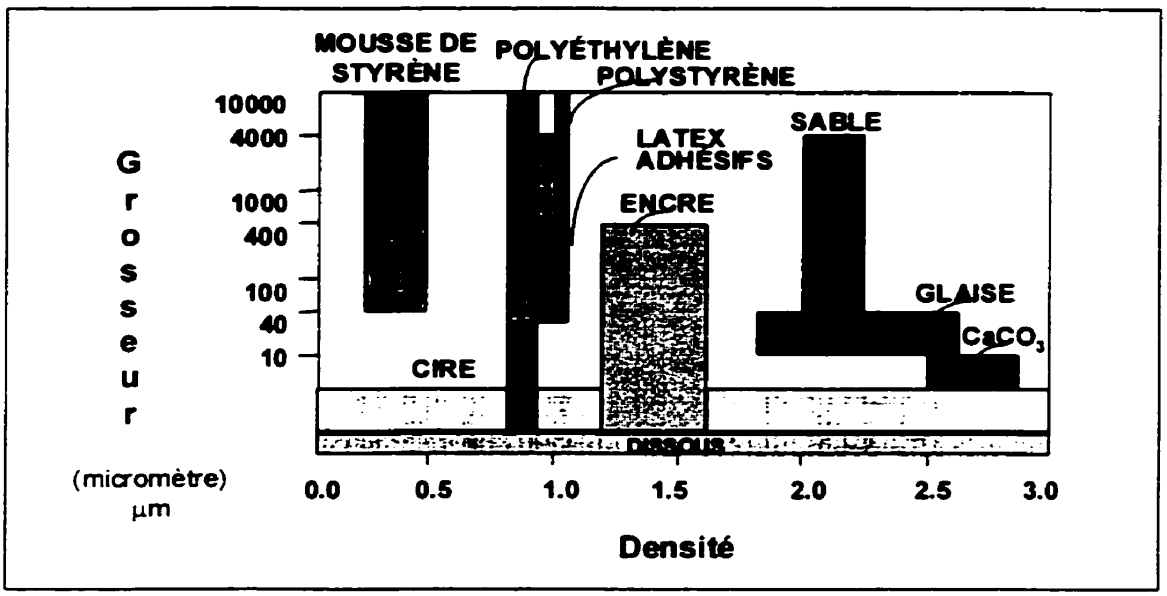


Figure 1.4: Contaminants typiques d'un atelier de désencrage par grosseur et densité (Lafrenière et al., 1995)

Tableau 1.2: Contaminants typiques organiques et inorganiques d'un atelier de désencrage (Lindqvist et Moss, 1993; Progress in Paper Recycling, 1993)

	ORGANIQUE	INORGANIQUE
INSOLUBLE	Adhésifs Encre (Impression du papier) Latex (Sauce de couchage) Extractibles (Pâte)	Glaise Carbonate de calcium Dioxyde de titanium (Charge/Sauce de couchage)
SOLUBLE	Lignine et hémicellulose (Pâte) Amidon (Sauce de couchage, agent d'encollage) Surfactant, agents de rétention, antimoussants (Chimie du procédé) Carboxyméthylcellulose, caséine (Sauce de couchage)	Sels dissous (Pâte)

Ces contaminants ont des effets néfastes sur les procédés des pâtes et papiers tel qu'indiqué par le sommaire au Tableau 1.3. Chaque application est unique et l'impact de ces effets néfastes doit être évalué en considérant les conditions d'opérations particulières de l'atelier.

Tableau 1.3: Quelques effets néfastes des contaminants (Scott, 1990)

Réduction de la qualité du papier
Réduction de l'efficacité de la machine à papier
Dépôts, abrasion, corrosion
Production d'odeurs
Croissance micro-biologique
Besoin de traitement additionnel des déchets
Diminution de l'efficacité des agents chimiques
Formation d'écume

CHAPITRE II

TECHNOLOGIE DU DÉSENCRAGE

Une pâte désencrée est obtenue d'un atelier lorsque les vieux journaux et les vieux magazines sont remis en pâte et leurs contaminants, comme l'encre, retirés. Tel que discuté dans la section précédente, la remise en pâte, ou trituration, des vieux papiers produit une pâte contenant des contaminants très variés quant à la grosseur, la densité et la propriété de surface. Dans cette section, un aperçu du principe d'un atelier de désencrage, des différents équipements que l'on y retrouve, ainsi que des généralités sur la réduction d'eau d'appoint sont présentés.

2.1 Procédé du désencrage

Les contaminants peuvent être éliminés en exploitant leurs caractéristiques (Figure 2.1). C'est ainsi qu'une diversité d'équipements (tamis, épurateurs, cellules de flottation, laveurs), faisant appel à différents mécanismes de séparation, élimine de façon sélective les contaminants des vieux papiers (Crow et Secor, 1987; Griffin, 1994; Harrison, 1989; Johnson, 1992; Koffinke, 1981; Silveri, 1994).

Plusieurs alternatives de procédé de désencrage des vieux papiers sont utilisées. Ces alternatives se distinguent par les opérations utilisées afin d'éliminer l'encre. L'élimination de l'encre peut se faire par des laveurs, des cellules de flottation ou par une combinaison des deux. Les laveurs éliminent les petites particules d'encre alors que les cellules de flottation enlèvent les plus grandes. Les systèmes combinant le lavage et la flottation peuvent être à une, deux ou même trois boucles (McCool, 1993). En plus de la boucle traditionnelle alcaline qui est un environnement propice au détachement de l'encre

des fibres, les systèmes ont une boucle de post-flottation, une boucle de lavage ou une boucle acide. La boucle acide permet une précipitation (et une élimination subséquente) de la matière colloïdale et possiblement soluble, sous forme de contaminants collants, et évite donc un choc acidique à la machine à papier (McCool, 1993). S. Dessureault et al. (1994) donnent une distribution nord-américaine et européenne des usines de papier journal selon l'alternative du procédé de désencrage utilisée. Des trente-cinq usines répertoriées, huit utilisent le lavage, treize, la flottation avec une seule boucle et les quatorze autres, la flottation avec deux boucles.

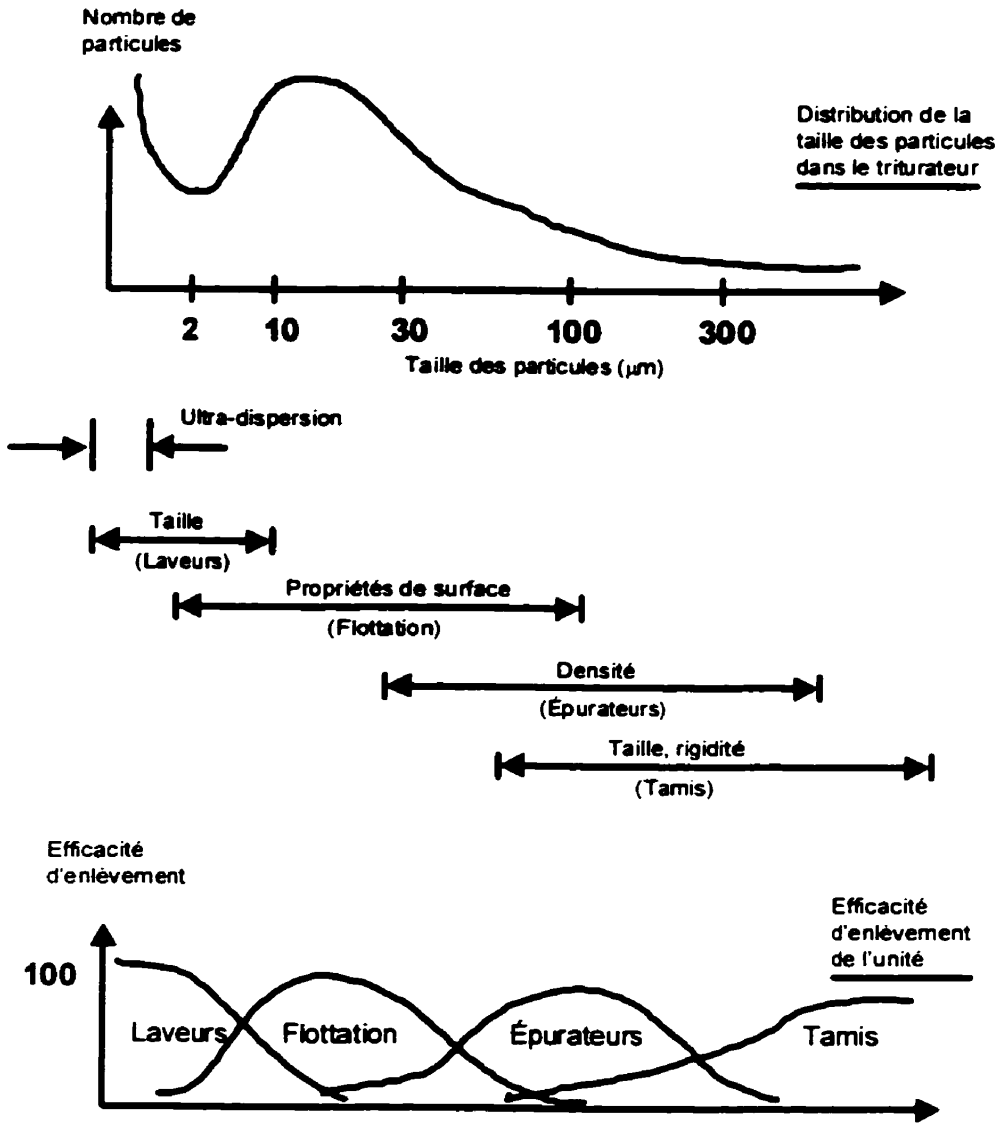


Figure 2.1: Principe d'un atelier de désencrage (McCool et Silvery, 1987)

2.2 Équipements d'un atelier de désencrage

Les équipements d'un atelier de désencrage visent à remettre les vieux papiers en pâte, à éliminer les contaminants, à épaissir la pâte désencrée et à traiter les déchets solides et liquides. Les équipements majeurs d'un procédé de désencrage sont: un triturateur, des tamis et des épurateurs, des cellules de flottation, des épaississeurs et des laveurs, des clarificateurs et une presse à boue.

2.2.1 Triturateur

La grande majorité des ateliers de désencrage utilise un triturateur à haute consistance et à fonctionnement discontinu (Cleveland, 1993). Celui-ci, considéré comme le cerveau de l'atelier, remet en pâte les vieux journaux et les vieux magazines, détache l'encre des fibres, et garde les contaminants assez grands afin qu'ils puissent être subséquemment éliminés. La trituration se fait par cycle et comprend les étapes suivantes: l'ajout d'eau et de produits chimiques, l'ajout d'eau et des vieux papiers, la remise en pâte, la dilution, l'extraction, le lavage de l'extracteur et la disposition des contaminants (Bédard, 1994).

Le triturateur est un bassin circulaire équipé à sa base d'un rotor muni de palettes hélicoïdales qui s'étendent de bas en haut du bassin, produisant la force mécanique nécessaire pour la défibrillation et, sur ces côtés, de chicanes afin d'interrompre le mouvement de la matière (Figure 2.2). Les produits chimiques sont ajoutés au triturateur dans le but d'aider l'encre à se détacher du papier et à se disperser dans l'eau.

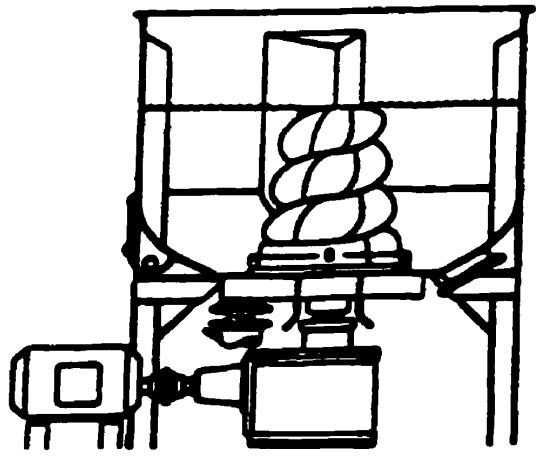


Figure 2.2: Schéma d'un triturateur (Bédard, 1994)

Pour une alimentation 70% journaux et 30% magazines, les principaux produits chimiques sont: l'hydroxyde de sodium, le peroxyde d'hydrogène et le silicate de sodium. Des chelants peuvent être également utilisés. L'hydroxyde de sodium donne à la solution son alcalinité et permet ainsi à la structure du papier de se défaire, aux agents de collage, de couchage et des encres de se disperser et aux fibres de se gonfler. Le peroxyde d'hydrogène, afin d'améliorer la blancheur de la pâte, décolore les chromophores formés par le milieu alcalin. Le silicate de sodium, pour sa part, sert d'agent disperseur, régularise le pH et séquestre les ions de métaux lourds qui pourraient décomposer le peroxyde d'hydrogène (Ferguson, 1994).

Lorsque ces produits chimiques sont en contact avec les vieux papiers dans une solution d'environ 12% à 15% de consistance, le rotor est activé pour une période d'environ 10 minutes. Les plus gros contaminants sont retenus et éliminés séquentiellement par un tamis grossier et la pâte, diluée, est envoyée dans un cuvier afin que les réactions puissent se compléter. Bédard (1994) présente un tableau identifiant les caractéristiques de design et d'opération de triturateurs de six fournisseurs.

2.2.2 Tamis

Les tamis utilisés dans le procédé de désencrage incluent les tamis sous pression et les tamis à rejets. Les tamis éliminent les contaminants selon leur flexibilité et leur grosseur. Les principaux mécanismes d'enlèvement des contaminants sont: 1) l'effet de barrière pour les particules qui sont plus grandes dans toutes leurs dimensions que les perforations du tamis et 2) l'effet de probabilité pour les particules dont au moins une dimension est plus petite et pourrait ainsi permettre le passage des particules au travers du tamis (Koffinke, 1994). Quel que soit le type de tamis, celui-ci doit être muni d'une plaque perforée afin de classer les contaminants, d'une méthode de rinçage à rebours afin d'empêcher les fibres ou les contaminants de produire un matelas sur la surface et de conduits séparés pour les acceptés et les rejets (Figure 2.3).

Le tamis sous pression est constitué d'une plaque cylindrique perforée de trous ou de rainures et d'un rotor muni d'éléments (déflecteurs, bosses, ailettes radiales, surfaces coniques) causant des pulsations près de la plaque lorsque le rotor tourne sur son axe (Bliss, 1993). Les pulsations rincent la plaque pour éviter la formation d'un matelas. Entre les pulsations, la pression de la pompe de l'alimentation force l'eau et les bonnes fibres à travers les trous ou les rainures de la plaque. Les vitesses axiale, radiale et tangentielle de la pâte dans le tamis produisent les forces de traînée et de cisaillement qui

déterminent la probabilité de séparation des particules (Hooper, 1994). Les trous éliminent efficacement les contaminants cubiques alors que les rainures enlèvent davantage les débris longs et minces (Levis, 1991).

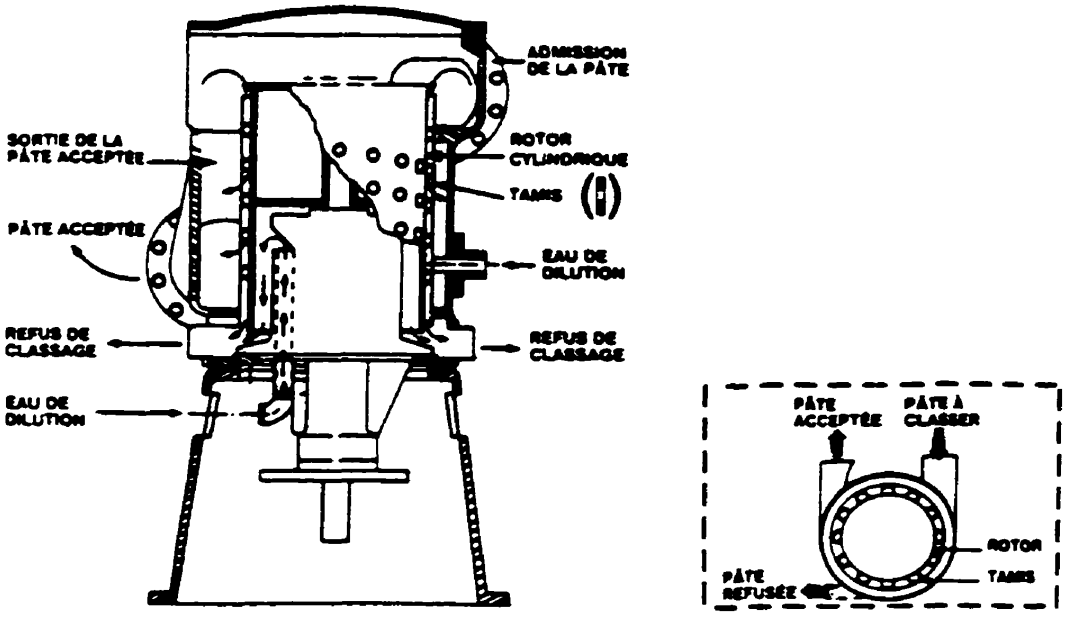


Figure 2.3: Schéma d'un tamis sous pression (Cossette, 1991)

On caractérise le tamis sous pression selon la trajectoire que suit la pâte et l'emplacement du rotor et de ses éléments (Levis, 1991). Dans le cas du tamis centrifuge, le design le plus commun, la pâte alimentée à l'intérieur de la plaque est en contact avec le rotor et ses éléments et les acceptés sont projetés vers l'extérieur de la plaque. Le tamis centripète, à l'opposé, est alimenté à l'extérieur de la plaque et ses acceptés sont recueillis à l'intérieur de la plaque. Dans ce cas-ci, le rotor et ses éléments peuvent être placés sur

la surface interne ou externe de la plaque. On retrouve également sur le marché un tamis centrifuge et centripète qui par l'entremise de deux tamis concentriques exploite les deux forces.

Dans un atelier de désencrage, les tamis du courant principal de pâte rejettent un débit continuel de rejets qui contient quand même une bonne quantité de fibres. Afin de récupérer ces fibres, habituellement des étapes secondaire, tertiaire et même quaternaire de tamisage sous pression sont utilisées. Après cette concentration des rejets, ceux-ci sont souvent envoyés vers un tamis spécialement conçu pour récupérer les fibres et éliminer les rejets finaux dans une forme appropriée. Ce tamis est un tamis à rejet, pressurisé ou vibrant.

Le tamis pressurisé à rejet est simplement un tamis à pression de n'importe quel design conventionnel qui, toutefois, fonctionne à rejet intermittent. Les pertes en bonnes fibres sont réduites par l'introduction d'un cycle de lavage avant le cycle de purge. Les rejets sont éliminés à des consistances qui permettent le transport par tuyauterie vers un équipement d'épaississage central à l'atelier.

Le tamis vibrant à rejet est alimenté par une caisse d'arrivée à l'atmosphère et ni les rejets ni les acceptés sont sous pression. La plaque perforée est nettoyée par un mécanisme assez inefficace de mouvement giratoire. L'alimentation doit être très diluée et les rejets peuvent être très concentrés (8-20%) (Bliss, 1993).

Plusieurs bons articles discutent des effets des paramètres de design et d'opération sur la capacité et l'efficacité des tamis (Levis, 1991; Hooper, 1994; Staff, 1994) ainsi que de la

théorie du tamisage (Doshi, 1990; Doshi, 1992; Nelson, 1981; Tirado, 1958). L'efficacité est définie comme le pourcentage de contaminants qui est rejeté par le tamis par rapport à la quantité de contaminants alimentée. Du côté opération, le taux de rejet, la consistance à l'alimentation, la dilution et la vitesse du rotor sont certains paramètres qui influencent la capacité d'un tamis. Pour des conditions de pâte données, le tamis a un taux de rejet minimum pour lequel celui-ci fonctionne de façon stable et à une bonne efficacité. Une augmentation de ce taux de rejet résulte en une augmentation de capacité et d'efficacité mais également en une perte de bonne fibre (Figure 2.4). Une augmentation de la consistance d'alimentation à l'intérieur de la plage offre une augmentation de capacité et une légère augmentation d'efficacité. Une augmentation de consistance plus haute nécessite un taux de rejet plus haut pour maintenir la stabilité et l'efficacité. Chaque tamis peut tolérer un maximum de baisse de pression selon sa plaque, son design et ses conditions d'alimentation et celle-ci est directement reliée à la capacité du tamis. En ce

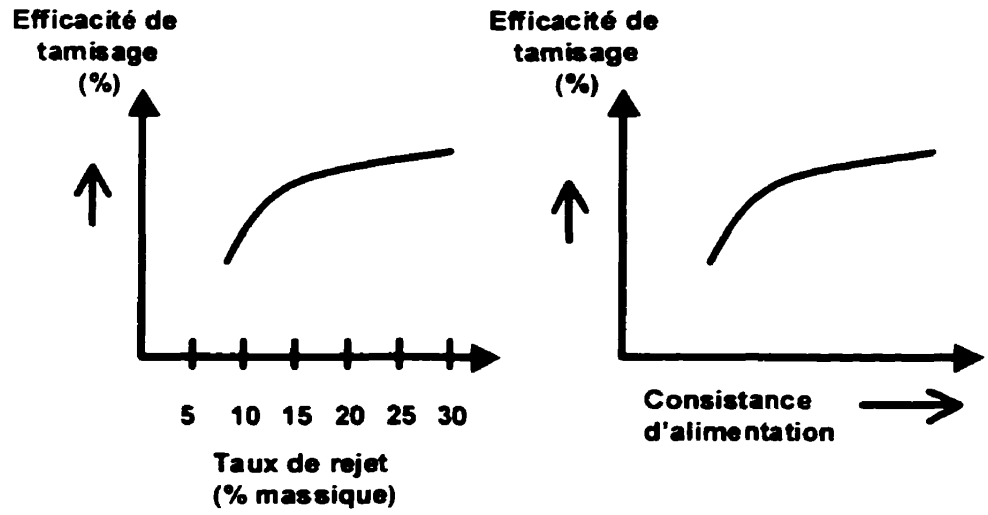


Figure 2.4: Effets du taux de rejet massique et de la consistance d'alimentation d'un tamis sur l'efficacité (Levis, 1991)

qui à trait à la dilution, une dilution interne excessive peut diminuer dramatiquement l'efficacité et réduire la capacité. Une augmentation de la vitesse du rotor augmente la capacité et la consommation d'énergie, diminue le taux de rejet minimum et fait varier l'efficacité.

En ce qui concerne le design, la grandeur et la surface de la plaque ainsi que la grosseur, la quantité et le type de perforation affectent la capacité d'un tamis. En effet, une plaque plus grande offre une plus grande capacité et nécessite un taux de rejet minimum plus petit mais fonctionne à une efficacité de tamisage réduite. De plus, une surface rainurée de la plaque augmente la turbulence et ainsi accroît la capacité mais réduit légèrement l'efficacité du tamis. En ce qui a trait aux perforations, l'augmentation de la grosseur des perforations et l'utilisation de trous plutôt que des rainures augmentent la capacité mais, encore une fois, aux dépens d'une efficacité moindre. Une aire ouverte de 12 à 23% de la plaque permet d'éviter le phénomène par lequel une fibre entrerait dans deux perforations en même temps.

2.2.3 Épurateurs

Les épurateurs utilisés dans le procédé de désencrage sont les hydrocyclones et les centrifuges rotatives. La séparation des particules dans les épurateurs se fait en fonction de leur densité et de leurs propriétés hydrodynamiques. Selon leurs paramètres de design et d'opération, les épurateurs peuvent éliminer des contaminants ayant une densité plus grande ou plus petite que un (Bliss, 1980; Moreland, 1991). Les épurateurs, quel que soit leur type, doivent fournir une région de haute force centrifuge et des conduits séparés des acceptés et des rejets.

L'hydrocyclone est constitué d'un corps cylindrique ayant à sa base une forme de cône. C'est cette géométrie ainsi que la baisse de pression à travers l'appareil qui fournissent un mouvement rotationnel à la pâte. En effet, l'alimentation, introduite sous pression et tangentiellement au haut de l'hydrocyclone, produit une rotation rapide de la pâte et crée deux vortex. Le vortex externe longe la paroi du corps de l'épurateur jusqu'au cône, où la restriction de volume force le courant dans le deuxième vortex qui en tournant rapidement près de l'axe de l'épurateur se dirige vers le haut. C'est la résultante de la force centrifuge, de la traînée, de la portance et de la poussée d'Archimède, produite dans l'épurateur qui détermine la trajectoire des particules (Michaud et Dessureault, 1995). Les particules denses et à faible aire de surface spécifique ont tendance à se diriger vers l'orifice du bas tandis que les particules moins denses et à haute aire de surface spécifique vont de préférence vers l'orifice du haut.

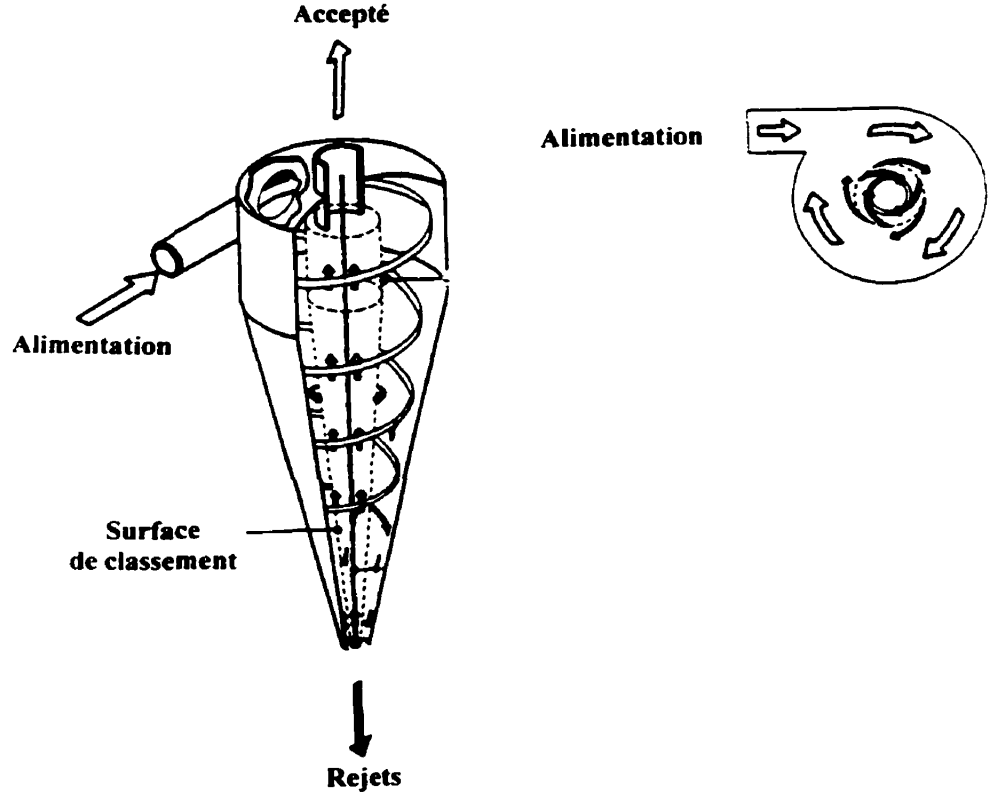


Figure 2.5: Schéma d'un hydrocyclone (Michaud et Dessureault, 1995)

Les hydrocyclones sont classés selon qu'ils rejettent des particules légères ou denses. L'épurateur à haute densité et l'épurateur standard éliminent des contaminants ayant une gravité spécifique plus grande que un. Tous les deux rejettent leurs contaminants par l'orifice du bas et acceptent la pâte par le haut. L'épurateur à haute densité, placé tôt dans le procédé, fonctionne à une consistance d'alimentation de 2 à 4% et élimine des gros rejets en discontinu. Les épurateurs standard, situés plus loin dans le procédé, fonctionnent à une consistance d'alimentation de 0.5 à 0.7% et éliminent des petites particules en continu. L'épurateur inverse élimine les contaminants ayant une gravité spécifique inférieure à un. L'épurateur inverse peut être conçu de façon à rejeter par le haut et accepter par le bas ou bien, à rejeter et à accepter par le bas. Ce deuxième type d'arrangement permet d'opérer à de plus bas taux de rejet et à une plus petite baisse de pression. Il existe également un autre type d'épurateur qui élimine à la fois les particules légères et denses. Merriman (1994) présente des données typiques d'opération des différents épurateurs mentionnés ci-dessus.

Le centrifuge rotatif est un épurateur constitué d'un tambour rotatif muni d'une hauteur de charge à un bout et d'une hauteur de refoulement à l'autre bout (Merriman, 1993). Cet épurateur est utilisé pour éliminer les contaminants légers d'une pâte. Ce type d'épurateur donne au fluide une haute force centrifuge par la rotation rapide de son tambour. Les particules denses migrent aux murs du tambour et les particules légères se dirigent vers le centre du tambour. La pâte traverse le tambour jusqu'à sa sortie et la fraction lourde est acceptée tandis que la fraction légère est rejetée.

L'épuration standard et inverse se fait habituellement à l'aide de deux, trois ou même quatre stages d'épuration afin de récupérer les fibres. De plus, chaque stage consiste en un banc d'une vingtaine ou plus de petits épurateurs pour obtenir une meilleure efficacité

d'épuration. Le courant final des rejets de l'épuration inverse, étant peu consistant, est souvent traité dans un clarificateur dans le but de récupérer l'eau.

Les effets des paramètres d'opération et de design sur la capacité et l'efficacité des épurateurs sont discutés par plusieurs (Franko et Talbert, 1988; Julien Saint Amand et Perrin, 1993); Michaud et Dessureault, 1995; Merriman, 1993; Wight, 1992). De plus la théorie de l'épuration par vortex est expliqué par Boadway (1962). Du côté opération, la pression de l'alimentation, des acceptés et des rejets, le taux de rejet et la consistance de l'alimentation sont des paramètres qui affectent la capacité. La différence de pression entre les acceptés et les rejets déterminent le taux de rejet volumétrique de l'épurateur. Une augmentation du taux de rejet se traduit en une augmentation de capacité et une augmentation de l'efficacité (jusqu'à un taux de rejet trop grand qui nuit au vortex). Une haute consistance d'alimentation diminue légèrement la capacité de l'épurateur et, lentement au départ et de façon abrupte à une consistance donnée, réduit l'efficacité, car les fibres interfèrent avec le mouvement des contaminants.

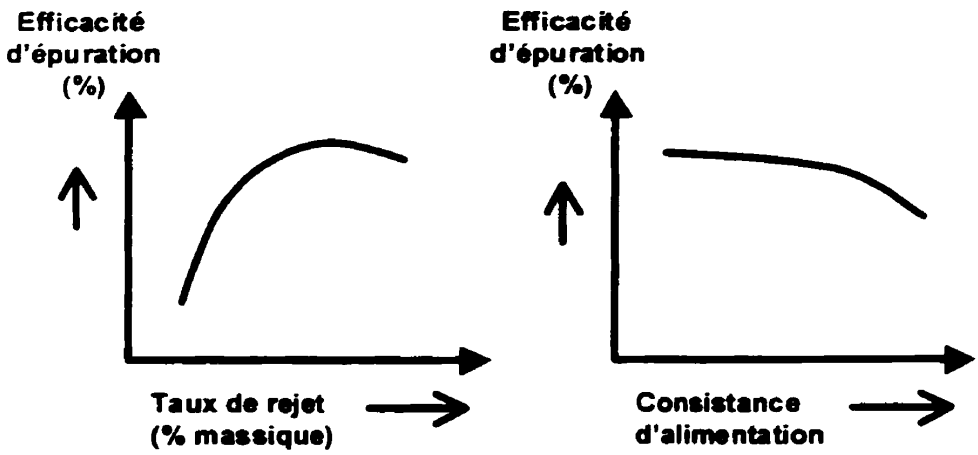


Figure 2.6: Effets du taux de rejet massique et de la consistance d'alimentation d'un hydrocyclone sur l'efficacité (Merriman, 1994)

Les paramètres de design tels que le diamètre et la longueur de l'épurateur, les diamètres des orifices de l'alimentation et des acceptés ainsi que l'angle du cône influencent la capacité de l'appareil. De fait, un épurateur à diamètre plus grand voit sa capacité augmentée mais son efficacité réduite puisque la force centrifuge devient moins prononcée. Une augmentation de la longueur totale de l'épurateur offre une plus haute capacité et un temps de résidence plus long aux particules permettant aux particules légères d'être éliminées. Des diamètres des orifices de l'alimentation et des acceptés plus gros résultent une capacité augmentée aux dépens d'une efficacité réduite. Pour un diamètre d'épurateur donné, un cône à petit angle est plus long et l'augmentation de surface interne de l'épurateur résulte en une augmentation de la baisse de pression opératoire.

2.2.4 Cellules de flottation

Les cellules de flottation utilisées dans le procédé de désencrage sont soit atmosphériques ou pressurisées (McCool, 1993). Les cellules éliminent les grosses particules d'encre (10 à 100 microns) par le principe de flottation. L'effet de la grosseur des particules d'encre sur l'efficacité d'une cellule a été analysé par Julien Saint Amand et Perrin (1993). L'enlèvement de l'encre se fait en quatre étapes: 1) l'agglomération des particules d'encre détachées et dispersées durant la trituration, 2) l'hydrophobicité (naturelle ou induite) des agglomérats, 3) la mise en contact des agglomérats avec des bulles d'air et 4) l'élimination des particules d'encre attachées aux bulles. Les cellules de flottation, quel que soit leur type, ont trois zones distinctes: l'aération, le mélange et la séparation.

Avant l'arrivée de la pâte à la cellule de flottation, un collecteur tel qu'un savon de sodium, un surfactant ou un acide gras est ajouté à la pâte. Ensuite, des ions de calcium réagissent avec le collecteur pour former un précipitat (savon de calcium) lequel favorise

l'agglomération des particules d'encre. Les agglomérats doivent doivent être assez grands pour pouvoir être attachées à une bulle mais assez petits pour pouvoir être transportés par la bulle, et éliminés à la cellule de flottation.

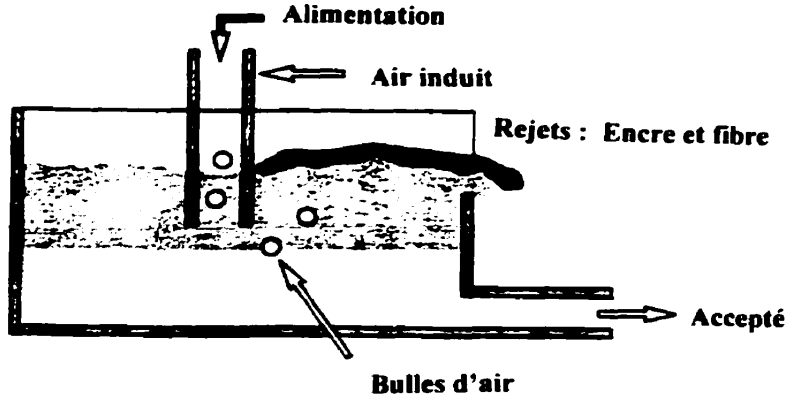


Figure 2.7: Schéma d'une cellule de flottation (McCool, 1993)

La cellule de flottation est un bassin (cylindrique, tubulaire, rectangulaire, elliptique ou en forme de cyclone) équipé d'injecteurs qui permettent à un gaz, tel que l'air, d'être mêlé à la pâte, d'une région où les particules sont bien mélangées avec des bulles d'air auxquelles elles s'attachent et d'un mécanisme qui les enlève. Plusieurs cellules en série sont utilisées pour une meilleure efficacité de désencrage. McCool (1993) présente les caractéristiques de design de six types de cellules de flottation et Ferguson (1994) donne des descriptions détaillées de neuf modèles de cellules.

À l'étape d'aération, de l'air induit ou comprimé est introduit par un ou plusieurs injecteurs. La distribution de cet air dans la cellule se fait par l'injecteur mais parfois un agitateur (autrefois un propulseur, maintenant une turbine) est ajouté.

À l'étape de mélange, la pâte alimentée, également par les injecteurs, est mêlée à l'air. La pâte est alimentée au bas de la cellule ou, pour certains modèles, en haut afin de promouvoir une élimination des bulles plus rapide. Les multiples injecteurs ainsi que le design de la zone de mélange sont conçus de façon à maximiser la fréquence et l'intensité des collisions de l'encre et de l'air afin d'augmenter la probabilité d'attachement.

La séparation se fait selon le mouvement de la pâte dans le bassin. Pour une cellule atmosphérique, la mousse qui monte à la surface est éliminée, soit 1) par la gravité lorsque la mousse (parfois facilitée par un grattoir) déborde via un déversoir, ou 2) par succion à l'aide de bras rotatifs qui aspirent la mousse. Pour une cellule pressurisée, la mousse est éliminée par un déversoir ou, lorsque la cellule est conçue comme un hydrocyclone, par la force centrifuge qui élimine l'encre à son axe.

2.2.5 Laveurs

Les laveurs utilisés dans le procédé de désencrage sont généralement des filtres à disques, des presses à bande, des tambours, des draineurs à vis et des presses à vis (English, 1994). Les contaminants sont éliminés selon leur taille et leur propriétés physico-chimiques. Chacun des laveurs fonctionne selon le mécanisme de filtration mais celui-ci est provoqué soit par des disques rotatifs, des toiles, un tambour rotatif ou une vis inclinée ou horizontale. Les équipements de lavage, en plus d'éliminer les contaminants, peuvent servir à épaissir, à séparer les eaux du procédé et à minimiser l'ajout de produits chimiques.

Le filtre à disques est constitué d'un bac dans lequel tourne un arbre creux muni de segments de disque filtrants et aspirants. La pâte alimentée à l'intérieur du bac, à une

consistance d'environ 1%, forme un matelas fibreux sur les segments en mouvement. Le matelas se détache des disques pour être récupéré, à une consistance d'environ 8%, par des dispositifs de décharge. Les eaux blanches, pauvres au début du filtre et claires en fin de filtre, sont recueillies séparément dans des drains partant de l'arbre central.

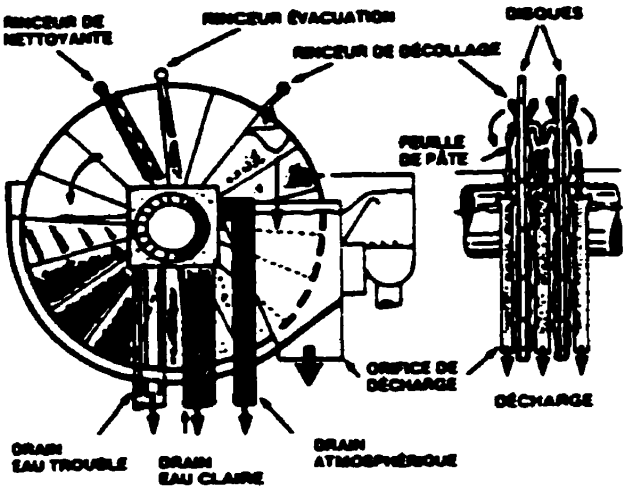


Figure 2.8: Schéma d'un filtre à disques (Cossette, 1991)

La presse à bandes est un système de deux toiles en mouvement qui filtrent la pâte. Cette pâte peut être alimentée à une consistance de 4% et est épaissie à une consistance élevée de l'ordre de 30%. Grâce à ces consistances élevées, la presse à bande a une demande en eau moins élevée que le filtre à disques.

Les laveurs à tambours rotatifs sous pression ou sous vide comportent un tambour recouvert d'une toile qui tourne dans une cuve contenant de la pâte. Un tapis de pâte est

produit sur la surface du cylindre en éliminant l'eau à l'aide de pression à l'intérieur de la hotte ou de vacuum à l'intérieur du tambour. Une série de douches est appliquée afin de laver et un dispositif de décharge permet de passer la pâte aux équipements suivants. L'alimentation se fait à une consistance d'environ 1% et la pâte lavée est évacuée autour de 4%.

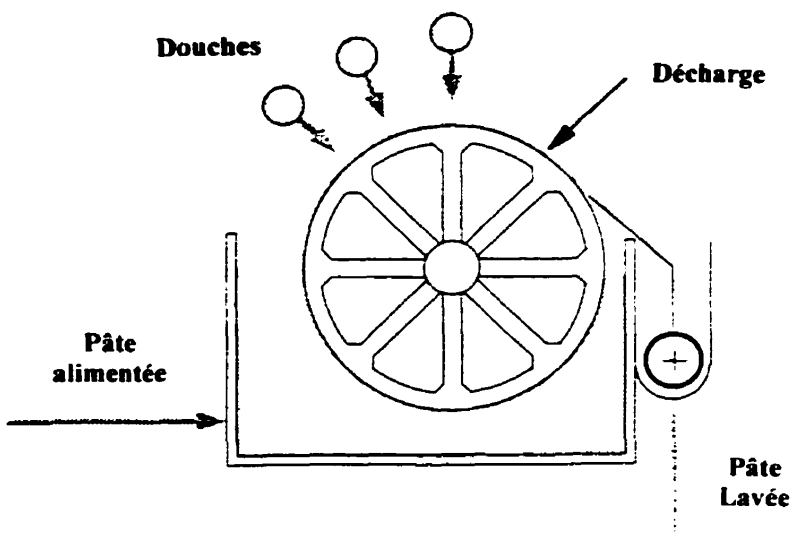


Figure 2.9: Schéma d'un laveur à tambours rotatifs (English, 1994)

Le draineur à vis est une vis à pas constant qui tourne à l'intérieur d'un cylindre perforé à un angle d'environ 60° de l'horizontal. La pâte, à une consistance d'environ 3%, est alimentée au bas de l'appareil où les palettes de la vis la montent et la déchargent au haut du cylindre, à une consistance de près de 12%. Le filtrat passe à travers le cylindre par gravité.

La presse à vis est une vis compressante qui tourne à l'intérieur d'un cylindre à l'horizontal. La pâte alimentée à une consistance de près de 4 à 5% est comprimée en un tapis de fibre qui est déchargé à une consistance de près de 30%. Le filtrat est drainé au tout début de l'appareil.

2.2.6 Clarificateurs

La clarification des effluents du procédé de désencrage est une clarification primaire qui vise à éliminer les solides en suspension. Un clarificateur par sédimentation est divisé en quatre zones : (1) la zone d'alimentation de l'effluent à clarifier ; (2) la zone de sédimentation ; (3) la zone de décharge de l'effluent clarifié et (4) la zone recueillant les boues.

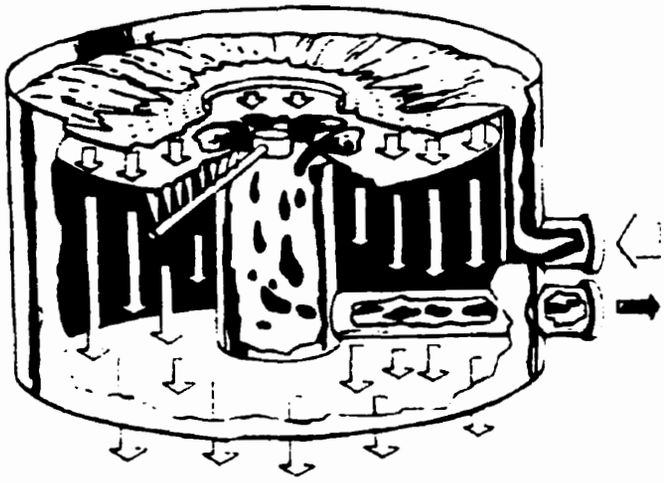


Figure 2.10: Schéma d'un clarificateur (Smook, 1992)

Le clarificateur est un bassin (cylindrique ou rectangulaire) qui offre à l'effluent une rétention suffisante à la sédimentation des solides en suspension. C'est la profondeur du bassin qui détermine l'épaississement des solides.

Plusieurs paramètres affectent la sédimentation, dont la densité, la forme et la grosseur des particules. Afin d'améliorer la sédimentation, des produits chimiques coagulants et floculants sont utilisés. En effet, ceux-ci rendent les particules plus grosses et rendent certains solides sédimentables.

2.2.7 Presses à boues

Les presses à boues utilisées dans le procédé de désencrage permettent de produire une boue très concentrée qui sera soit envoyée à un dépotoir pour enfouissement ou à un incinérateur pour y récupérer son contenu énergétique. Les presses horizontales à doubles courroies, de plus en plus populaires, permettent l'enlèvement de l'eau en opération continue par l'entremise de courroies convergentes qui restreignent la boue et la poussent au travers d'une série de rouleaux à pression croissante.

2.3 Généralités sur la réduction d'eau d'appoint d'un atelier

L'eau d'un atelier de désencrage, tout comme dans une usine de pâte ou de papier, se doit d'être recyclée le plus possible afin de réduire le volume des eaux usées déchargées à l'environnement et de minimiser le montant d'eau fraîche requis par l'usine. Pour une opération optimale, une gestion adéquate de l'eau de l'atelier est nécessaire. Dans le passé, les systèmes de désencrage nécessitaient beaucoup d'eau, en particulier pour le lavage. La flottation (air dispersé ou dissou) a été développée, notamment en réponse aux

pertes de matières sèches et d'effluents élevées des procédés de lavage d'autrefois (English, 1994).

Dans un atelier de désencrage, l'eau est utilisée comme eau de procédé, eau d'étanchéité et de refroidissement, eau de service et eau potable. Cette étude porte sur la réduction d'eau de procédé. Toutefois, lors d'une analyse de réduction ou de fermeture de circuit d'eau fraîche plus détaillée, il est important de considérer également la consommation d'eau d'étanchéité et de refroidissement. Kotila et Estes (1994) estiment que les besoins en eau d'étanchéité et de refroidissement d'un atelier peuvent représenter jusqu'à 15% de la consommation totale d'eau.

L'eau de procédé est utilisée afin de transporter la fibre cellulosique et d'obtenir les consistances adéquates pour les opérations (ex. la trituration, le pompage, le tamisage et l'épuration, la flottation et l'épaississement). L'eau est également utilisée pour diluer les produits chimiques ajoutés au procédé, aux rinceurs et aux cuviers. L'eau d'appoint d'un atelier de désencrage peut provenir, entre autres, des eaux blanches de machine et d'eau fraîche.

L'utilisation d'eaux blanches de machine permet de réduire la consommation d'eau fraîche d'une usine intégrée. Il est à noter qu'il y a toutefois un potentiel d'incompatibilité chimique entre les eaux blanches et le procédé de désencrage. La chimie du bout humide de la machine à papier a pour but la rétention de matériels fins sur la feuille alors que les dispersants et autres produits rajoutés au procédé de désencrage ont le but contraire, soit de séparer l'encre et autres contaminants du papier récupéré (English, 1994).

La fermeture du circuit d'eau d'un atelier peut avoir divers effets sur les eaux recirculées. Afin de bien comprendre l'enjeu et d'implanter des solutions plausibles et non néfastes au procédé, il est important de bien saisir ces effets. Tel qu'indiqués par Kotila et Estes (1994), ces effets peuvent être physique, chimique ou biologique (voir Tableau 2.1).

Kotila et Estes (1994) ont également rapporté qu'un procédé de désencrage plus ouvert utilise plus de 20 tonnes d'eau d'appoint par tonne de pâte désencrée tandis qu'un procédé de désencrage plus fermé utilise moins de 10 tonnes d'eau d'appoint par tonne de pâte. Selon leur expérience, ils indiquent que les concentrations de matières dissoutes et de substances colloïdales n'augmentent pas à des niveaux qui sont néfastes au procédé lorsque l'eau d'appoint est aux alentours de 10 tonnes par tonne de pâte. De façon générale, plus un procédé est fermé plus les contaminants s'accumulent et ont besoin d'être purgés du système. Également, ils mentionnent que plusieurs machines à papier ont des problèmes d'opération et/ou de qualité lorsque l'apport de matières dissoutes d'un atelier de désencrage est au-delà de 3000 ppm.

Tableau 2.1: Sommaire des effets de fermeture de circuit d'eau sur les eaux recirculées (Kotila et Estes, 1994)

TYPES	EFFETS	IMPACT SUR LE PROCÉDÉ
Physique	augmentation de température	économie d'énergie ou besoin de refroidissement; dispersion des contaminants et réduction d'efficacité sur la flottation
	augmentation de solides en suspension et de solides dissous et de substances colloïdales	perte de contrôle de la chimie du procédé; amas et dépôts; entartrage possible dû au carbonate de calcium, silicate et oxalate; perte de la qualité de la pâte, contenu en cendre supérieur et augmentation de solides dissous à la machine
Chimique	changement de pH, de conductivité, de charge des particules et de tension de surface	corrosion; plus de mousse; perte de la stabilité colloïdale (il est à noter que les changements dépendent grandement de la chimie ambiante)
Biologique	croissance de microbes tels du fungus, des bactéries et des algues	formation d'écume et de gaz; corrosion biologique

CHAPITRE III

SIMULATION D'UN ATELIER DE DÉSENCRAGE EXISTANT

La simulation en régime permanent est un outil qui permet de modéliser simplement un procédé afin d'analyser les impacts possibles lorsque des modifications sont apportées au procédé. Dans ce chapitre, l'atelier de désencrage choisi, pour y analyser les opportunités de réduction d'eau d'appoint, est décrit. Ensuite, la méthodologie utilisée pour la mise en œuvre de la simulation, y compris la prise d'échantillonnage, est élaborée. De plus, la simulation est validée et une critique de la méthode est présentée.

3.1 Description de l'atelier de l'usine Kruger à Bromptonville, Québec

Les principaux équipements de l'atelier de désencrage de l'usine Kruger à Bromptonville (Québec) sont présentés à la figure 3.1. L'atelier, démarré en juin 1992, fonctionnait à une capacité d'environ 135 tonnes par jour de pâte désencrée. Lors de la campagne d'échantillonnage de la présente étude, en 1995, l'atelier produisait plus de 150 tonnes de pâte désencrée par jour et la direction envisageait d'entreprendre les modifications nécessaires afin de produire, lorsque les conditions du marché seraient propices, plus de 200 tonnes par jour. Environ le tiers des fibres secondaires nécessaires à l'atelier (70% journaux et 30% magazines) étaient recueillies au Québec et le reste provenait des États-Unis.

3.1.1 Description globale de l'atelier

L'atelier, combinant la flottation et le lavage, comporte deux boucles : l'une, alcaline, pour éliminer les plus gros contaminants et faciliter l'élimination de l'encre et l'autre,

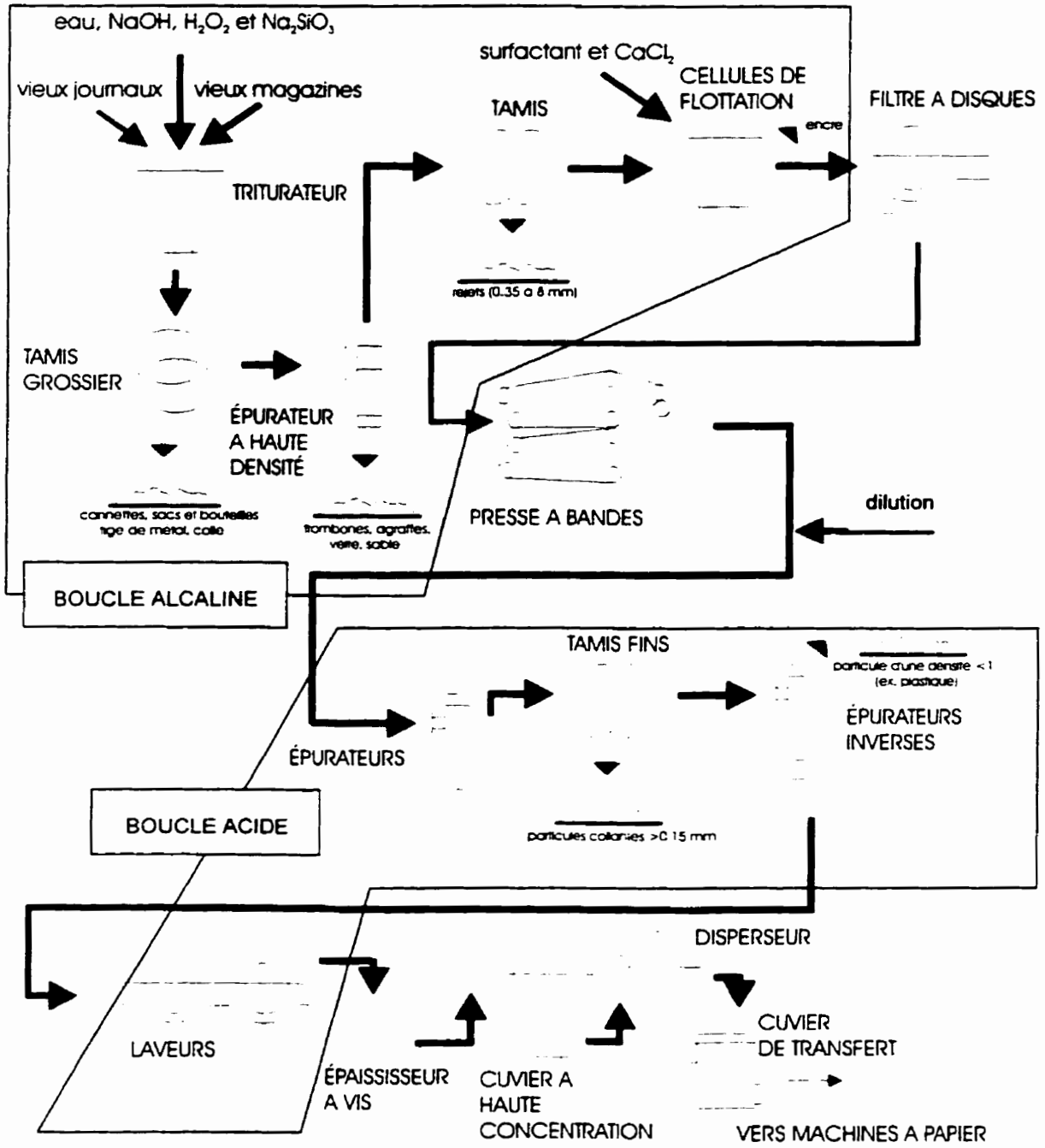


Figure 3.1: Schéma simplifié de l'atelier de désencrage de l'usine Kruger à Bromptonville, Québec

acide, pour éliminer les plus petits contaminants et faciliter l'enlèvement des contaminants collants et dissous.

La boucle alcaline comprend la trituration en discontinu ainsi que le tamisage grossier, l'épuration, le tamisage à trous et à rainures et des cellules de flottation en continu. Une séquence d'épaississage sépare la boucle alcaline de la boucle acide et permet de récupérer l'eau alcaline et de diminuer la quantité d'acide sulphurique ajoutée à la pâte qui passe à la boucle acide. Cette boucle comprend l'épuration standard, le tamisage fin, l'épuration inverse et le lavage. Les déchets solides et les effluents des deux boucles sont traités.

Les sections suivantes détaillent les boucles alcaline et acide ainsi que la gestion des boues et des effluents de l'atelier. Les équipements majeurs, ainsi que leur marque et leur capacité, y sont identifiés. Le schéma de simulation (Annexe I), représente l'atelier de désencrage tel que décrit ici-bas. Afin de simplifier la simulation, les équipements identiques fonctionnant en parallèle, tels les épurateurs d'un même stage ou deux draineurs à vis en parallèle, ont été représentés par une unité simulant la capacité totale des équipements identiques.

3.1.2 Boucle alcaline

Les vieux journaux et les vieux magazines dans une proportion 70:30 sont acheminés, par convoyeurs, vers le triturateur (Fiberprep Helico, 238 tonnes métriques séchées au four (tsf) @ 14% de consistance). En 1995, celui-ci remettait en pâte 2718 kilogrammes de papier par cycle de 20 minutes. En une journée de 24 heures près de 70 triturations étaient produites. Les produits chimiques utilisés, au triturateur, sont de l'hydroxyde de

sodium, du peroxyde d'hydrogène et du silicate de sodium. Les plus gros contaminants, éliminés par un tamis grossier à rejet (Lamort Scavenger, 300 tsf @ 4%) ayant des trous de 8 mm, sont rejetés sur un convoyeur drainant. La pâte acceptée est envoyée, en alternance, à deux cuviers de vidange qui alimentent le cuvier d'alimentation en continu de la boucle alcaline.

La pâte du cuvier d'alimentation en continu est diluée et pompée à l'épurateur à haute densité (Black-Clawson, 252 tsf @ 3.36 %), un hydrocyclone de 14.5" de diamètre, où les gros contaminants lourds tels que les agrafes, les broches et le sable sont éliminés et évacués de façon intermittente vers un convoyeur drainant. La pâte acceptée de l'épurateur est acheminée au tamisage grossier à trous.

L'ensemble de tamis à trous de 1.6 mm est constitué d'un tamis primaire sous pression du type centrifuge (Fiberprep CH5, 359 tsf @ 3.36%) et d'un tamis secondaire pressurisé à rejet (Fiberprep Diabolo, 50 tsf @ 2.1%). Ces tamis concentrent et enlèvent les rejets de 1.6 à 8 mm de dimension. Dans cet ensemble, les acceptés du tamis primaire et du tamis secondaire sont envoyés au groupe de tamisage à rainures. Une partie des acceptés du tamis primaire peut être recirculée au cuvier de l'épurateur à haute densité pour contrôler les pressions. Les rejets du tamis primaire sont acheminés au tamis secondaire et les rejets de celui-ci sont dirigés vers un convoyeur drainant.

Le tamisage à rainures est effectué par un ensemble de tamis à rainures de 0.35 mm, qui comprend un tamis primaire centrifuge (Fiberprep CH7, 290 tsf @ 2.6%) et un second tamis pressurisé à rejet (Fiberprep CHA-3, 55 tsf @ 1.6%). Cet ensemble permet la concentration et l'élimination des rejets de 0.35 à 1.6 mm. Dans ce groupe, l'accepté du tamis primaire est dilué et alimenté aux cellules de flottation. Les rejets du tamis

primaire sont acheminés au tamis secondaire et les acceptés de celui-ci sont recirculés au tamis primaire. Enfin, les rejets du tamis secondaire sont envoyés au cuvier des boues.

Les deux cellules de flottation (Fiberprep, 235 tsf @ 1.2%) sont en série. Ces deux cellules éliminent les particules d'encre de 10 à 100 microns. La pâte, alimentée au bas de la cellule, est distribuée par plusieurs injecteurs placés tangentiellement qui injectent environ 30% d'air par volume. La pâte acceptée de la première cellule est envoyée à la cellule suivante. La pâte acceptée de la deuxième cellule est envoyée au filtre à disques. Les rejets des deux cellules sont récupérés par les aspirateurs et, après avoir passé par un séparateur d'écume, sont acheminés au cuvier des boues.

En fin de boucle, le filtre à disques (185 tsf @ 0.9%, revêtement de mailles 30), épaissit la pâte à environ 8%, laquelle est ensuite épaissie à environ 30% par la presse à bande (171 tsf @ 4.5%) munie de tiges de 1.6 mm. De l'eau blanche acide (pH = 5.0) est ajoutée à la pâte résultante. Les eaux alcalines du filtre à disques et de la presse à bande sont récupérées pour diluer les courants ou laver les équipements de la boucle alcaline.

3.1.3 Boucle acide

La pâte, en provenance du réservoir de pâte acide, est diluée et amenée vers un groupe d'épurateurs standard. Les 80 épurateurs standard primaires (Beloit Posiflow, 202 tsf @ 0.71%) sont suivis de 20 épurateurs standard secondaires (Beloit Posiflow, 36 tsf @ 0.5%). La quantité d'épurateurs en fonctionnement par stage peut être variée selon la production de l'atelier. Ces épurateurs éliminent des contaminants tels le sable fin, le gravier et des grosses particules d'encre qui ont une densité plus grande que un. Dans ce groupe, la pâte acceptée des épurateurs primaires est alimentée à une série de tamis à

rainures fines. Les rejets des épurateurs primaires vont aux épurateurs secondaires et les acceptés de ceux-ci sont recirculés aux épurateurs primaires. Enfin, les rejets des épurateurs secondaires sont envoyés au cuvier tampon.

La pâte se rend dans un groupe à trois stages de tamis centripètes à rainures fines opérant en cascade. Deux tamis primaires en parallèle (Fiberprep SPM 1000, 105 tsf @ 0.7%) sont suivis d'un tamis secondaire (Fiberprep SPM 600, 47 tsf @ 0.7%) et d'un tamis tertiaire (Fiberprep SPM 400, 15 tsf @ 0.6%). Les tamis primaires et secondaire ont des rainures de 0.2 mm tandis que le tertiaire a des rainures de 0.15 mm. Ces tamis permettent l'élimination des plastiques et des contaminants collants. Dans ce groupe, la pâte acceptée du tamis primaire est alimentée à une série d'épurateurs inverses. Les rejets du tamis primaire sont envoyés au tamis secondaire et les rejets du tamis secondaire sont acheminés au tamis tertiaire. Les acceptés du tamis tertiaire sont recirculés au tamis secondaire et, de même, les acceptés du tamis secondaire sont retournés au tamis primaire. Les rejets du tamis tertiaire sont acheminés au cuvier tampon.

L'ensemble d'épurateurs inverses est formé de 180 épurateurs primaires (Beloit Uniflow, 222 tsf à 0.75%) et de 30 épurateurs secondaires (Beloit Uniflow, 6.6 tsf à 0.15%). Comme les épurateurs standard, la quantité d'épurateurs en fonctionnement par stage peut être choisie en respectant le nombre minimal requis pour le débit de pâte. Ces épurateurs inverses enlèvent les particules ayant une gravité spécifique inférieure à un, par exemple, des contaminants collants. Dans cet ensemble, la pâte acceptée non-recirculée des épurateurs inverses primaires alimente les laveurs. Les rejets des épurateurs inverses primaires sont acheminés aux épurateurs inverses secondaires et une fraction des acceptés des épurateurs inverses primaires peut être recirculée aux tamis primaires à rainures fines. Les acceptés des épurateurs inverses secondaires sont envoyés aux épurateurs standard

primaires. Les rejets des épurateurs inverses secondaires sont envoyés au cuvier d'eau de lavage.

Deux laveurs (Pamac 75 tsf, mailles métalliques 40), en parallèle, éliminent les petites particules d'encre, la matière colloïdale et les solides dissous, et contrôlent la quantité de particules dans la pâte. La pâte du cuvier de pâte épaissie lavée passe ensuite par deux draineurs à vis (trous de 1.0 mm, 100 tsf), en parallèle. De là, elle est acheminée au cuvier à haute consistance et ensuite au cuvier de transfert pour être envoyée aux machines à papier ou pour être dérivée vers un disperseur (Cellwood, 150 tsf, non fonctionnel pour l'instant). L'eau acide des laveurs est traitée par un clarificateur et recirculée pour diluer les courants ou laver les équipements de la boucle acide. Le filtrat acide récupéré aux draineurs à vis est envoyé aux épurateurs standard secondaires.

3.1.4 Gestion des boues et des effluents

La gestion des boues se fait par l'entremise d'un convoyeur drainant, d'une fosse des effluents, d'un cuvier tampon, d'un cuvier et d'une presse des boues et d'un convoyeur de rejet. Les rejets du tamis grossier, de l'épurateur à haute densité et du tamis secondaire à trous sont acheminés à un convoyeur drainant. La fraction liquide du convoyeur drainant est envoyée vers la fosse des effluents. Le contenu de la fosse ainsi que les rejets des épurateurs standard secondaires et du tamis tertiaire à rainures fines se retrouvent au cuvier tampon. De là, le contenu du cuvier tampon est acheminé à un filtre à plaque inclinée. La fraction solide du filtre à plaque, les rejets du tamis secondaire à rainures, des cellules de flottation, du clarificateur de la boucle acide et du clarificateur d'effluents sont acheminés au cuvier des boues. Ce cuvier alimente la presse à boue (Andritz 2.0 m SMX-P3). La fraction solide de la presse à boue et du convoyeur drainant est acheminée au compacteur pour enfouissement.

La gestion des effluents se fait par l'entremise d'un cuvier d'eau usée et d'un clarificateur d'effluents. Les rejets des épurateurs inverses secondaires sont acheminés au cuvier d'eau de lavage tandis que la fraction liquide de la presse à boue et de la plaque inclinée est envoyée au cuvier d'eau usée. Ce dernier alimente le clarificateur des effluents (Krofta, SC-18) qui produit une fraction retournée au cuvier des boues et un courant d'eau usée traitée. Une fraction de l'eau usée est utilisée à l'atelier et le reste est envoyé à l'usine.

3.2 Méthodologie de mise en œuvre de la simulation

Les bilans de matière de l'atelier de désencrage représentent les quantités des matières solides et liquides dans les divers courants du procédé. Afin d'élaborer les bilans, le schéma de simulation du procédé, représenté à l'Annexe I, a été produit. Ensuite, les données de procédé disponibles de l'atelier ont été identifiées. De là, les constituants à quantifier ont été déterminés, certaines hypothèses en vue de simplifier la production des bilans ont été émises et les données à obtenir par échantillonnage à l'usine ont été choisies. Une campagne d'échantillonnage a été réalisée et les échantillons recueillis ont été analysés en laboratoire. De prime abord, les solides en suspension et l'eau ont été quantifiés. De ceux-ci, les bilans ont été détaillés et validés.

3.2.1 Élaboration du schéma de simulation

Le schéma de simulation est au cœur de la simulation. Il a donc été important de le bâtir de façon à rencontrer les objectifs de l'étude et le niveau de détail désiré. Ainsi, une définition du procédé à simuler ainsi qu'une stratégie de développement du schéma ont été élaborées.

Dans le cadre de ce travail, l'ensemble de l'atelier, incluant tous les équipements majeurs, a été simulé afin de bien saisir la demande et les besoins en eau de procédé de l'atelier de l'usine. Donc les équipements majeurs des systèmes suivants ont été inclus: la mise en pâte des vieux journaux et des vieux magazines (trituration), la boucle alcaline et la boucle acide ainsi que le traitement des rejets et le traitement des eaux de l'atelier.

Une représentation adéquate du procédé est nécessaire afin de produire un bilan représentatif des opérations. C'est ainsi qu'à partir de la documentation existante à l'usine, telle que schémas blocs, bilans antérieurs, schémas du système distribué de contrôle et diagrammes de procédé, une première ébauche du schéma de simulation a pu être établie.

Dans une première étape, les équipements et les courants d'entrées et de sorties, par exemple ceux de pâte, d'eau de dilution, de rinçage et de rejets, ont été représentés. Comme mentionné plus tôt, afin de simplifier la simulation, les équipements identiques fonctionnant en parallèle, par exemple les épurateurs d'un même stage ou deux draineurs à vis en parallèle, ont été représentés par une unité simulant la capacité totale des équipements identiques.

Selon l'âge et l'exactitude des documents disponibles, il fut important de valider ce squelette du schéma. Y a-t-il des équipements qui ne sont plus en opération ou qui ont été rajoutés? Y a-t-il de la tuyauterie qui n'est utilisée que temporairement pour des besoins d'entretien ou autres (i.e. des lignes de services) et qui n'est pas représentative de l'opération normale de production? Y a-t-il eu également des modifications dans la tuyauterie? Une revue des équipements avec des ingénieurs et des opérateurs de l'atelier a permis d'obtenir un schéma fidèle du procédé en vue de sa simulation et de la prise

d'échantillonnage. Certaines vérifications à même les équipements et la tuyauterie se sont avérées utiles.

Ensuite la logique de contrôle des équipements et du procédé global a été revue. La compréhension du contrôle du procédé permet de préparer une simulation qui reflète l'opération de l'atelier. En effet, ceci permet d'identifier comment certaines spécifications, par exemple un contrôleur de consistance ou de débit, seront définies dans la simulation. Les diagrammes de procédé, le système distribué de contrôle ainsi que des discussions avec les ingénieurs et les opérateurs de l'atelier ont été des ressources importantes pour bien comprendre la logique de contrôle des équipements et du procédé.

Une fois le schéma complété et la logique de contrôle saisie, la prochaine étape fut la cueillette et la compréhension des données et des écoulements de masse à travers le procédé.

3.2.2 Collecte de données disponibles

De prime abord, un survol de l'atelier au complet a été dressé. Connaissant la consommation de papier journal et magazine, la production de pâte, les rejets produits et l'utilisation d'eau fraîche et d'eau de machine à papier, un bilan global approximatif de l'usine a pu donc être produit rapidement. Pour l'atelier de désencrage, un bilan global représentatif, à la capacité de conception, soit d'environ 130 tonnes de pâte désencrée, est présenté au Tableau 3.1.

Tableau 3.1: Bilan global de l'atelier à la capacité de conception de 135 tonnes de pâte désencrée (Dick Engineering, 1992)

ENTRÉES	Débit total (l/min)	Consistance (%)	Solides (t/j)
Journaux/magazines	96.7	90	171
Eau fraîche	1735	0	0
Eau de la machine à papier	2032	0.18	5
Total			176
SORTIES	**Débit total (l/min)**	**Consistance (%)**	**Solides (t/j)**
Pâte désencrée	2357	4.1	135
Eaux usées	1393	0.01	0.2
Boues	114	23.1	41
Total			176

Afin de produire un bilan actuel et détaillé de l'atelier et avant même de songer à des hypothèses afin de simplifier la production du bilan ou à échantillonner le procédé, un inventaire des données de procédé initialement disponibles a été fait.

Trois sources de données ont été identifiées:

- les données de conception (l'atelier date de juin 1992);

- les consignes des contrôleurs de débit et de consistance obtenues du système distribué de contrôle; et
- les résultats d'analyses quotidiennes et hebdomadaires produites par le personnel de l'atelier.

L'ensemble de ces données de débit de matière sèche, de consistances et de débits totaux a permis de caractériser l'opération pour les différents équipements de l'atelier. Ces informations ont été revues de façon à obtenir des taux de rejet massique et des indices d'épaississement des rejets (définis comme le rapport de la consistance des rejets sur la consistance d'alimentation) des équipements ainsi qu'une bonne compréhension des quantités de dilution requises à travers le procédé. Une première ébauche des bilans de solides en suspension et d'eau de l'atelier a ainsi pu être établie.

3.2.3 Sélection des constituants du bilan et hypothèses de base

Les constituants du bilan de matière doivent à toutes fins utiles être choisis en fonction de la nature des analyses qui seront faites avec la simulation. Pour l'atelier de désencrage de l'usine de Kruger, les composants ont été choisis en vue de permettre de faire différentes analyses (par exemple : réduction d'eau fraîche, changement dans la composition des vieux papiers à recycler et changement de capacité).

La pâte est composée d'une fraction solide qui contient des fibres de diverses longueurs et des contaminants en suspension ainsi que d'une fraction liquide se composant d'eau, de matière colloïdal et de contaminants dissous.

Les constituants suivants, tous mesurables par des tests de laboratoire, ont été choisis en vue d'être incorporés dans des bilans:

- solides en suspension;
- eau (via des tests de consistance);
- matières dissoutes;
- ions de calcium, sodium et aluminium;
- fibres et fines;
- constituants inorganiques (mesures de cendre).

Dans le cadre de cette étude de gestion d'eau, des bilans ont été produits pour les solides en suspension, l'eau, les matières dissoutes et les ions de sodium, calcium et aluminium.

Afin de produire un bilan actuel de l'atelier, des données supplémentaires de débit de matière sèche, de consistance et de débit total tirées du procédé se sont avérées nécessaires. La prise d'échantillons fut requise également afin d'obtenir des données sur les constituants qui ne sont pas analysés régulièrement en usine, tels que matières dissoutes, ions, fibres/fines et cendres.

Dans le but de minimiser l'échantillonnage en usine et de s'orienter vers une simulation de l'atelier, les hypothèses suivantes ont été émises:

1. Le pourcentage de solides en suspension est égal à la consistance pour tous les courants sauf les courants d'eau.

En effet, les tests de solides en suspension et de consistance sont très similaires. Ils ne diffèrent que par le type de filtre utilisé afin de filtrer la partie solide de la partie liquide.

Le test de solides en suspension utilise un filtre avec des pores relativement plus petits que le test de consistance. Avec des échantillons de pâte, la différence quant à la quantité additionnelle retenue sur le filtre lors du test de solide en suspension est négligeable.

2. *Les matières dissoutes et colloïdales et les ions suivent la répartition de l'eau.*

Puisque ces constituants se retrouvent dans la partie liquide du courant, on suppose, de prime abord, qu'ils suivent la répartition de l'eau. En milieu acide, on suppose également que le calcium provenant du carbonate de calcium est présent comme ion Ca^{++}.

3. *La partie solide des courants d'eau n'est constituée que de fines*

Puisque les courants d'eau ont une faible consistance, il y a peu de solides en suspension et ceux-ci sont constitués davantage de très petites fibres (fines) qui passent au travers d'un tamis de 200 mailles au pouce. Elles ne sont pas retenues sur les plaques du Bauer-McNett, appareil de laboratoire qui classe les solides en suspension en fonction des longueurs des fibres.

3.2.4 Campagne d'échantillonnage

La campagne d'échantillonnage a permis d'obtenir des données de procédé afin de produire, de détailler et de valider un bilan actuel de l'atelier. Après avoir déterminé les 7 et 8 mars 1995 comme deux journées appropriées pour la campagne, selon l'horaire et la production de l'usine, la préparation suivante a été faite.

Afin d'obtenir les valeurs manquantes et des points de validation, les points d'échantillonnage ont été identifiés (Annexe II). À chaque point, les analyses à effectuer ont été établies. Il fut prévu que les analyses de consistance, solides en suspension, matières dissoutes, distribution de fibres et cendres seraient faites au Centre de Recherche en Pâtes et Papiers de l'Université du Québec à Trois-Rivières (CRPP-UQTR) et que les analyses d'ions seraient faites au laboratoire de l'Institut de Génie Énergétique à l'École Polytechnique. C'est à partir de la grille d'échantillonnage présentée en Annexe III qu'une campagne d'échantillonnage a été préparée.

Une visite préliminaire de l'atelier a eu lieu afin de déterminer si les points d'échantillonnage désirés sont en effet accessibles et d'en choisir d'autres si nécessaire. Ensuite, les services d'un technicien d'usine (qui connaissait bien l'atelier) ont été retenus pour les deux journées d'échantillonnage. Le volume de pâte nécessaire selon la quantité d'analyse à faire par échantillon a été également calculé pour chaque échantillon. De tous les tests choisis, c'est la classification des fibres au moyen de l'appareil Bauer-McNett qui exige le plus de pâte. Comme règle générale, pour les échantillons nécessitant une analyse de distribution de fibres, quatre litres ont été recueillis pour les courants de plus de 1.2% de consistance et huit litres, pour les courants de pâte de moins de 1.2% de consistance. Quatre litres furent recueillis pour tous les autres échantillons.

L'achat (ou location) de l'équipement nécessaire pour la campagne d'échantillonnage a ensuite été fait. En voici la liste:

1. Bouteilles de quatre litres à grand goulot pour chaque échantillon;
2. Petites bouteilles pour les tests d'ions;
3. Étiquettes de qualité pour identification des bouteilles;

4. Crayon indélébile pour marquer étiquettes ou bouteilles;
5. Seau, cuiller et verre de deux litres; et
6. Équipements de sécurité en usine (casques, bottes, lunette et protection auditive).

Avant les journées de prise des échantillons à l'usine, les bouteilles ont toutes été identifiées par le numéro et la description de l'échantillon. Lors des journées d'échantillonnage, la production de l'atelier fut notée, les données du système distribué de contrôle et des tests de l'atelier furent recueillies et les échantillons ont été pris selon la méthode suivante. À l'endroit de la prise de l'échantillon,

1. la vanne fut ouverte quelques instants pour obtenir un échantillon représentatif;
2. le seau fut rempli de pâte;
3. avec la cuiller la pâte a été brassée pour obtenir un échantillon homogène; et ensuite
4. la bouteille de quatre litres a été remplie à même le seau avec le verre de deux litres.

Chaque point d'échantillonnage a été échantillonné à deux reprises, soit le 7 mars en après-midi et le 8 mars en matinée, ceci dans le but d'obtenir un échantillon composé afin d'obtenir une moyenne de l'échantillon. Après la campagne, les bouteilles ont alors été transportées au CRPP-UQTR où les analyses ont été produites. Les bouteilles ont été mises au réfrigérateur. Les petites bouteilles pour les analyses d'ions, ne nécessitant pas de réfrigération, ont été rapportées à l'École Polytechnique.

3.2.5 Analyses des échantillons

La pâte est caractérisée selon une série de paramètres et les méthodes d'analyses pour quantifier ceux-ci ont été normalisées par l'Association Canadienne des Pâtes et Papiers (ACPP) et l'association américaine TAPPI afin d'assurer des résultats standard. Dans le

cadre du projet, les échantillons des courants de pâte ont été analysés pour déterminer la consistance, les solides en suspension, les matières dissoutes, les ions, la distribution des fibres et les cendres. Des analyses de couverture d'encre ont été également produites sur des échantillons de pâte mis en feuille, à l'aide d'un analyseur d'image, afin de mesurer l'encre qui se trouve dans la pâte à divers endroits du procédé.

Pour un courant de pâte donné, donc, la proportion d'eau et de solide a été déterminée en évaluant la consistance et les solides en suspension. Du point de vue de l'eau, un test de matières dissoutes et des tests d'ions (Ca^{++}, Na^{+} et Al^{+++}) ont permis de quantifier ces éléments. Au niveau des solides, et faisant l'hypothèse que tous les solides sont des fibres, une distribution massique des longueurs de fibres par l'entremise d'un classeur du type Bauer-McNett a pu être effectuée. La matière inorganique, présente dans les solides en suspension, a été caractérisée par les cendres restant après qu'on eut brûlé l'échantillon dans un four à haute température. Voici un bref aperçu de chacune de ces analyses.

Consistance (ACPP: Méthode D.16; TAPPI: Méthode T240 om-88)

La consistance d'un courant de pâte se définit comme le poids séché au four des matières en suspension par 100 grammes de pâte humide. La méthode d'analyse consiste à filtrer un échantillon de pâte dont le poids total est connu à l'aide d'un papier filtre; ensuite de sécher la pâte résultante sur le papier filtre à l'aide d'un séchoir (essentiellement deux plaques recouvertes qui se referment l'une sur l'autre et dans lesquelles une température de plus de 110°C est maintenue) ou d'un four (à 105°C); et alors de mesurer le poids de la pâte sèche et du papier filtre. Ayant mesuré au préalable le papier filtre seul, le poids de la pâte sèche peut en être déduit et la consistance est calculée par rapport au poids total initial de l'échantillon. Cette analyse est valable pour des échantillons de pâte ayant une

consistance jusqu'à 25% toutefois pour les échantillons contenant plus de 1% de pâte, l'échantillon est d'abord dilué.

Les erreurs de manipulation de cette méthode sont, qu'entre autres, une petite quantité de pâte peut rester dans l'entonnoir Büchner et ne pas être comptée dans la pâte sèche, que les mesures des poids de la pâte initiale, du filtre propre et du filtre avec pâte séchée ont une certaine marge d'erreur et que l'échantillon, même si bien mélangé, peut ne pas être entièrement homogène. Il est à noter qu'un dessiccateur est utilisé avant la prise des poids des échantillons et des filtres afin d'atteindre un équilibre à la température de la pièce. En suivant la méthode de l'ACPP, les consistances de moins de 1% peuvent être rapportées au centième de pourcent près et les consistances de plus de 1%, au dixième près. Le coefficient de variation de l'analyse de la consistance, selon l'ACPP, est au plus de 2% et selon TAPPI, la duplication est de 10%.

Solides en suspension et matières dissoutes (ACPP: Méthode H.1; TAPPI: Méthode T656 cm-83)

Les solides en suspension sont les constituants retenus d'un échantillon par filtration à l'aide d'un filtre de microfibres de verre de 1.5 micromètre tandis que les matières dissoutes sont les solides qui se retrouvent dans le filtrat de l'échantillon. Pour les solides en suspension, la méthode est semblable à l'analyse de la consistance décrite ci-haut, toutefois les constituants retenus sont rincés avec de l'eau avant d'être séchés au four. En ce qui a trait aux matières dissoutes, quinze millilitres du filtrat sont sauvegardés dans une capsule dont le poids a été préalablement mesuré. La capsule avec le filtrat est placée toute une nuit dans un four à 60°C afin que l'eau s'évapore et que seules les matières dissoutes demeurent dans la capsule.

Les erreurs de manipulation de cette méthode sont, qu'entre autres, une petite quantité de pâte peut rester dans l'entonnoir Büchner et ne pas être comptée dans la pâte sèche, et qu'à l'opposé, une petite quantité d'eau peut rester dans les solides en suspension et ne pas être comptée dans le calcul de la concentration de matières dissoutes. De plus, les mesures des poids de la pâte initiale, du filtre et du filtre avec pâte séchée ainsi que les mesures des poids de la capsule et de la capsule avec matières dissoutes ont une certaine marge d'erreur. Enfin, l'échantillon, même si bien mélangé, peut ne pas être entièrement homogène. En suivant la méthode de l'ACPP, les solides en suspension et les matières dissoutes peuvent être rapportées au dixième de milligramme de matières près par millilitre d'échantillon. La précision de l'analyse n'est pas rapportée par l'ACPP ou TAPPI.

Ions (analyse par activation neutronique)

L'analyse des ions Ca^{++}, Na^{+}, et Al^{+++} présents dans le filtrat des échantillons a été faite par activation neutronique à l'aide du réacteur nucléaire Slowpoke de l'École Polytechnique. En effet, via l'analyse par activation neutronique, les quantités de certains ions dans des échantillons solides et liquides peuvent être déterminées. Tel qu'indiqué dans le dépliant promotionnel sur le Slowpoke de l'Institut du Génie Énergétique de l'École Polytechnique, l'analyse par activation neutronique se fait en deux étapes.

En premier lieu, l'échantillon est irradié avec un flux de neutrons produit par le réacteur Slowpoke. C'est ainsi que les noyaux des atomes de chaque élément capturent un neutron, deviennent radioactifs et émettent ensuite des rayonnements d'énergie bêta et

gamma pendant un certain temps selon une loi exponentielle caractérisée par la demi-vie du radio-isotope.

Ensuite, les rayons d'énergie gamma émis, étant caractéristiques pour chaque radio-isotope, sont détectés par un semi-conducteur. Plusieurs spectres (nombre de rayons gamma détectés versus leur énergie) sont alors formés via un analyseur multi-canal, qui a accumulé les signaux produits par tous les rayons gamma détectés. À l'énergie correspondant à l'élément présent dans l'échantillon, un pic est obtenu et sa surface est proportionnelle à la quantité de l'élément présent.

Distribution de fibres (TAPPI: Méthode T233 cm-82)

Le classeur Bauer-McNett est un appareil utilisé pour trier, en fraction massique, les fibres en fonction de leur longueur. L'appareil est constitué d'une série de cinq plaques ou tamis, communément appelés R14, R28, R48, R100 et R200, qui ont chacun des ouvertures d'une certaine dimension en passant des plus grandes aux plus petites. L'analyse consiste à circuler une quantité fixe d'un échantillon (équivalent à 10 grammes de pâte sèche) à travers ces tamis pendant vingt minutes, le temps que les fibres se distribuent, dans les compartiments, entre les tamis selon leur longueur. Les fibres retenues par les tamis R14 et R28 sont longues, celles par les tamis R48, R100 et R200 sont moyennes et celles qui passent à travers le tamis R200, constituent des fines. Les fibres et les fines sont recueillies dans des coupes, séchées au four et ensuite pesées.

Les erreurs de manipulation de cette analyse sont dues, entre autres, à la détermination de la quantité nécessaire afin d'obtenir les 10 grammes de pâte sèche de l'échantillon initial, à la pâte qui reste sur les toiles, à l'efficacité du rinçage, à la pâte perdue des coupes à

l'entonnoir Büchner, à la mesure des poids du filtre seul et du filtre avec les solides et à l'efficacité de séparation des fibres par les divers tamis. En suivant la méthode de TAPPI, les résultats peuvent être donnés au centième de gramme près. La précision de l'analyse n'est pas rapportée par TAPPI.

Cendres (ACPP: Méthode G.10; TAPPI: Méthode T211 om-85)

Les cendres des solides en suspension et les cendres de l'échantillon total proviennent de l'oxydation complète de l'échantillon. Cette analyse consiste à brûler tout le carbone d'un échantillon dans un four à 575°C. Deux tests sont produits par échantillon et la siccité est également mesurée.

Les erreurs de manipulation proviennent, entre autres, des mesures des creusets vides et avec cendres, de la siccité et de l'efficacité du dessiccateur. Selon l'analyse de l'ACPP, les résultats peuvent être donnés au centième de pourcentage près. La précision de duplication est de 5% des résultats obtenus.

Couverture d'encre et réflexion de fond

Le Paprican Ink-Scanner, un analyseur d'image, a été utilisé afin de mesurer l'encre résiduelle dans la pâte, à travers le procédé. Cet instrument illumine le spécimen, soit une feuille de papier, avec une source infrarouge. Muni d'un détecteur qui collecte et transmet directement l'image digitale au processeur pour analyse, le pourcentage de couverture (qui représente la quantité d'encre) et la réflexion de fond (qui représente le degré de blancheur générale du spécimen) sont certaines données résultants de l'analyse.

Les résultats obtenus des analyses, qui sont discutés au chapitre suivant, sont tabulés à l'annexe IV et certaines données choisies sont reprises au Tableau 3.2.

3.2.6 Simulation sur WinGEMS

La simulation de l'atelier de désencrage de l'usine de Kruger a pour but premier de représenter la caractérisation de la distribution des constituants choisis, tels les matières en suspension, l'eau, les matières dissoutes et des concentrations d'ions, lors de leur passage à travers des équipements du procédé. Cette caractérisation est effectuée en étant le plus fidèle possible aux mécanismes d'opération des équipements. Afin de simuler l'atelier de désencrage, plusieurs logiciels de simulation de procédé sont disponibles sur le marché (WinGEMS, Cadsim Massbal, Cadsim Papdyn, ASPEN). Il est à noter que les équipements de l'atelier de désencrage, de prime abord, mélangent ou séparent des courants de pâte. En effet, le triturateur et les réservoirs mélangent différents courants ensemble tandis que les tamis, les épurateurs, les cellules de flottation, les presses, les draineurs et les clarificateurs séparent un courant de pâte en deux courants, un plus consistant et l'autre plus dilué. C'est à partir de ce concept simple que les modèles d'équipements des logiciels de simulation sont conçus.

Puisque l'atelier de désencrage de l'usine de Kruger est assez élaboré et que le bilan désiré est à plusieurs constituants, un logiciel de simulation adapté aux pâtes et papiers a été choisi pour produire le bilan. Le logiciel WinGEMS 4.5 est la version Windows du logiciel d'autrefois GEMS. Muni d'un interface graphique et des menus et outils typiques aux logiciels Windows, il est simple d'usage et facile à maîtriser. Conçu pour l'industrie des pâtes et papiers, le logiciel permet de produire des bilans massiques

Tableau 3.2: Résultats sélectionnés des analyses des échantillons de la campagne du 7 et 8 mars 1995 de l'atelier de désencrage de Kruger à Bromptonville, Québec*

			BOUCLE ALCALINE						BOUCLE ACIDE						
CODE D'ÉQUIPEMENT**			CDV	EHD	TPAT	TPAR	CF (2)	FAD	EP	TPRF	EIP	CPEL	CDT	CLAR	PBOU
COURANT**	EF	EBM	acc	acc	acc	acc	alim	alim	acc	acc	acc	alim	sortie	EUT	sortie
NO. D'ÉCHANTILLON	C	D	2B	4	5	8	E	18	23	26	33	37	I	P	Z
Consistance (%)		0.2	4.4	3.7	3.4	2.3	1.1	1.1	0.7	0.7	0.6	3.9	4.3	0.003	53.3
Solides en suspension (mg/L)	89	1706	43156			24112	12059				6679		42639	65	
Matières dissoutes (mg/L)	93	3007	3430	2783	3103	3323	3243	3027	2250	2227	2227	2197	2470	1397	
ion Na (ppm)	9	174	395	392	383	374	361	375	148	137	154	149	169	156	
ion Al (ppm)	0	1	59	20	39	78	48	39	2	1	2	2	7	0	
ion Ca (ppm)	15	97	94	105	82	104	103	97	350	333	362	350	225	131	
Cendres des solides en suspension (%)			11	11	11	11	12	11	9	10	10	6	5		36
Cendres totales (%)			12	14	14	15	18	18	22	21	22	8	6		
Classification Bauer McNett (%)															
R14			8	9	5	12	10	10	8	7	7	9	9		
R14/28			20	19	17	17	28	29	18	18	17	19	20		
R28/48			17	17	17	16	17	17	16	15	16	17	18		
R48/100			14	14	15	14	14	14	14	13	13	15	15		
R100/200			8	8	8	7	8	8	9	8	8	8	8		
P200			33	34	38	34	24	22	35	40	39	31	31		
% couverture d'encre côté feutre			1.5		1.6	1.3	0.6	0.5			0.4	0.4	0.3		
côté mailles métalliques			1.7		1.8	1.7	0.7	0.6			0.5	0.4	0.4		
Réflexion de fond côté feutre			57		55	57	66	66			65	70	71		
côté mailles métalliques			53		53	53	68	68			69	70	68		

* Les résultats complets sont à l'Annexe IV.

** Les définitions des codes sont données dans la liste des abbréviations (page xvii)

détaillés et des bilans d'énergie en régime permanent. Il comporte plusieurs modèles simples afin de simuler triturateur, tamis, épurateurs, laveurs et autres.

L'approche prise pour simuler l'atelier a consisté en deux étapes:

- établir la simulation de base des solides en suspension et de l'eau avec des valeurs de conception, de contrôle et mesurées pour débits de matière sèche, consistances et débits totaux; et ensuite
- détailler la simulation avec les autres constituants (matières dissoutes et ions) à partir des données d'échantillonnage.

À chaque étape les résultats obtenus de la simulation ont été validés. Pour simplifier la présentation des résultats, la simulation détaillée finale est présentée dans sa totalité.

Comme discuté à la section 3.2.1, une revue des données disponibles à l'usine a permis d'obtenir des données typiques d'opérations pour l'ensemble du procédé et les différents équipements de l'atelier. À partir des données de débit de matière sèche, de consistance et de débit total, des taux de rejet massique et des indices d'épaississements des rejets des équipements, ainsi que des consistances, des dilutions d'opérations et autres données nécessaires pour spécifier le bilan ont pu être estimées. La première ébauche du bilan de solides en suspension et d'eau fut ainsi établie et les spécifications ont ensuite été modifiées et optimisées par examens et ajustements afin d'obtenir un bilan plausible de l'atelier de désencrage.

Les résultats des analyses de matières dissoutes et de concentrations d'ions de la campagne d'échantillonnage ont alors servi à déterminer les valeurs utilisées dans la simulation afin d'obtenir un bilan détaillé de l'atelier de désencrage. Les spécifications finales de la simulation de l'atelier de désencrage et les résultats de la simulation détaillée sont présentés aux Annexes V et VI, respectivement. Le bilan global de l'atelier, en date de la campagne d'échantillonnage, est repris au Tableau 3.3.

Tableau 3.3: Bilan global approximatif de l'atelier pour le taux de production lors de la campagne d'échantillonnage (150 tonnes de pâte désencrée, 7 et 8 mars 1995)

ENTRÉES	Débit total (l/min)	Consistance (%)	Solides (t/j)
Journaux/magazines	100	90	192
Eau fraîche	2150	0	0
Eau de la machine à papier	1250	0.18	3
Total			195
SORTIES	**Débit total (l/min)**	**Consistance (%)**	**Solides (t/j)**
Pâte désencrée	2380	4.4	153
Eaux usées	1020	0.02	0.3
Boues	72	36	42
Total			195

La validation des résultats de cette simulation est maintenant présentée et les résultats mêmes sont discutés au chapitre suivant.

3.2.7 Validation de la simulation

L'objectif de la validation de la simulation est de vérifier les résultats de la simulation avec des données d'opérations disponibles, soit des données obtenues du système distribué de contrôle, des tests sur la pâte produits à l'usine et des résultats de la campagne d'échantillonnage.

La simulation en régime permanent de l'atelier se veut un bilan représentatif des opérations de désencrage. La précision de la simulation est affectée par plusieurs facteurs, tels que la prise d'échantillons, les hypothèses, les estimations et les spécifications utilisées ainsi que l'exactitude du schéma de simulation (ce dernier est discuté à la section 3.2.1).

Comme aucun procédé n'est réellement en régime permanent, à un instant donné, diverses opérations de l'atelier de désencrage peuvent être instables. Certains échantillons peuvent ne pas être représentatifs du système. Dans le cadre de ce projet, afin de diminuer cet apport d'erreur, chaque échantillon se composaient de deux prises. Toutefois, il demeure que seulement un échantillon fut analysé, considérant le coût des analyses. Ceci limite donc la quantité de données disponibles d'un même point d'échantillonnage de l'atelier, et ne permet pas d'obtenir des moyennes basées sur plusieurs jours d'opération. À ceci s'ajoutent les erreurs de manipulation lors des analyses des échantillons qui ont été discutés à la section 3.2.5.

Dans le cadre de ce projet, la simulation est utilisée pour des analyses préliminaires du procédé global et elle nécessite un degré de précision adéquat. Étant donné la précision des données utilisées, on estime que les résultats ont une marge d'erreur de l'ordre de 10 à 20%. La validation de la simulation de l'atelier de désencrage a été faite à l'aide des données du système distribué de contrôle et des tests d'usine, d'une part, et des données de l'échantillonnage, d'autre part.

Certains résultats de la simulation sont comparés aux données du système distribué de contrôle et aux tests quotidiens de l'atelier, obtenues pour la période de la campagne d'échantillonnage (Tableau 3.4). L'ensemble des résultats de la simulation est en accord avec ces données. La majorité des pourcentages de variation des résultats sont en dessous des 10%.

De plus au Tableau 3.5, certains résultats de la simulation sont comparés aux données des analyses de la campagne d'échantillonnage. Dans l'ensemble, les données semblent concorder, mis à part les données de concentration d'ion Al^{+++}. Dans la boucle alcaline, la concentration varie beaucoup, ce qui est surprenant et sera davantage discuté au chapitre suivant.

À la lumière de ces résultats, on peut conclure que le modèle est de précision suffisante pour des analyses du procédé global, par exemple pour étudier certaines stratégies de gestion d'eau.

Il est à noter que plusieurs autres outils sont également disponibles pour valider la simulation. En premier lieu, on peut rapidement calculer la vitesse de la pâte dans les différents tuyaux pour vérifier si celle-ci est acceptable. Ensuite, avec les courbes de pompes, on peut voir si le débit du bilan est dans les limites des capacités de conception de la pompe. On peut également comparer les débits d'alimentation des équipements avec les débits de conception des équipements et comparer les données de la simulation avec les données originales de conception.

Tableau 3.4: Validation de la simulation par des données des tests et boucles de contrôle de l'atelier

TESTS/ BOUCLE		COURANTS	VALEURS			
			1 CONSIGNES	2 MESURÉES*	3 SIMULÉES	% VARIATION **
GROUPE 01: TRITURATION PAR BATCH						
GROUPE 02: TAMISAGE GROSSIER A TROUS						
KC7007 (TESTC)	alimentation du EHD***	PR60.1	3.8	3.78	3.8	1
FC7016	rejets dilués du TPAT	PR80.7	275	302.5	303	0
GROUPE 03: TAMISAGE GROSSIER A RAINURES						
KC7198	alimentation du TPAR	PR100.2	2.7	2.13	2.3	7
FC7029	rejets du TPAR	PR110.6	400	403.5	405	0
FC7037	accepté non recirculé du TPAR	PR125.1	5600	5600	5702	2
GROUPE 04: FLOTTATION ET EPAISSISSEMENT						
TESTC	alimentation CF1	PR170.3	1.2	1.18	1.11	6
TESTC	alimentation du FAD	PR140.3	1.11	1.13	1.07	6
GROUPE 05: CIRCUIT D'EAU BLANCHE ALCALINE						
FI7159	eau du cuvier FE-7132	EAP	5735	N/D	5392	
GROUPE 06: ESSORAGE						
KC7056	du réservoir de pâte acide	PR200.4	4.0	4.00	4.00	0
GROUPE 07: ÉPURATION						
TESTC	alimentation aux EP	PR205.1	0.65	0.73	0.8	9
GROUPE 08: TAMISAGE ET LAVAGE						
FI7413/4	alimentation aux TPRF	PR240.1	22000	25381.5	25168	1
FC7069/70	rejets des TPRF	PR280.2	3600	3643	3810	4
FC7075	rejets des TSRF	PR290.3	1000	992.5	1010	2
FC7079	rejets des TTRF	EU300.3	100	99.5	94	6
GROUPE 09: ÉPAISSISSEMENT						
TESTC	alimentation au CHC	PR370.9	8.96	9.045	8.9	2
GROUPE 10: CIRCUIT D'EAU BLANCHE ACIDE						
FC7154	recirculation	EBC345.8	4013	3887	N/D	
GROUPE 11 : RÉCUPÉRATION DE FIBRES						
GROUPE 12: STOCKAGE ET DISPERSION						
FC7150	alimentation DAV		1910	1911	2639	28
KC7149	pâte désencrée		4.4	4.40	4.40	0
FC7164	pâte désencrée		2600	2640	2384	11
TESTC	vis du DNT			10.89	12	9
TESTC	eau blanche			0.24	0.18	33
TESTC	cuvier de transfert			4.29	4.4	3
TESTC	presse à boue			46.86	42	12
FI8004	filtrat des draineurs vers cuvier de reserve			1821	1805	1
GROUPE X: DÉBITS D'EAU						
FI7167 & FI7385	eau fraiche (froide et chaude)			2105	2150	2

K = consistance % ; TESTC: Test de consistance de l'usine %; F = débit L/min ;

* Valeurs mesurées suite à la campagne d'échantillonnage du 7 et 8 mars 1995

** Variation entre la valeur mesurée et la valeur simulée

*** Les définitions des codes sont données dans la liste des abbréviations

Tableau 3.5: Validation de la simulation par des données de la campagne d'échantillonnage (7 et 8 mars 1995)

CODE D'ÉQUIP.	COURANT	CONSISTANCE ECHANT.	CONSISTANCE SIMUL.	CONSISTANCE % VAR.	MATIERES DISSOUTES ECHANT.	MATIERES DISSOUTES SIMUL.	MATIERES DISSOUTES % VAR	ION CA ECHANT.	ION CA SIMUL.	ION CA % VAR	ION NA ECHANT.	ION NA SIMUL.	ION NA % VAR.	ION AL ECHANT.	ION AL SIMUL.	ION AL % VAR.
TG	accepté	4.4	4.10	7	3430	3494	2	94	97	3	395	404	2	59	61	4
EHD	alim	3.7	3.80	3												
EHD	accepté	3.7	3.81	3	2783	3473	20	105	97	9	392	402	2	20	60	67
TPAT	accepté	3.4	3.63	6	3103	3473	11	82	97	15	383	402	5	39	60	34
TSAT	alim	2.4	2.39	0												
TSAT	accepté	2.3	2.24	4												
TPAR	accepté	2.3	2.29	1	3323	3355	1	104	97	7	374	391	4	78	58	34
TPAR	rejets	2.5	2.39	3												
TSAR	alim	1.1	0.99	13												
TSAR	accepté	1.0	0.98	2	2963	3251	9	104	98	6	346	382	9	53	56	5
CF(1)	alim	1.2	1.11	6	2837	3311	14	90	98	8	364	387	6	20	58	65
CF(2)	alim	1.1	1.10	3	3243	3311	2	103	98	5	361	387	7	48	58	17
FAD	alim	1.1	1.07	3	3027	3311	9	97	98	1	375	387	3	39	58	33
PAB	accepté	30.2	30	1												
EP	accepté	0.7	0.78	11	2250	2310	3	350	364	4	148	132	12	2	9	82
EP	rejets	0.9	0.93	3												
ES	alim	0.4	0.47	14												
ES	rejets	1.2	1.25	6												
TPRF	accepté	0.7	0.69	5	2227	2283	2	333	361	8	137	132	4	1	9	84
TPRF	rejets	0.8	0.96	19												
TSRF	accepté	0.5	0.58	19	2173	2201	1	344	351	2	146	130	13	1	9	86
TSRF	rejets	0.6	0.63	12												
TTRF	accepté	0.4	0.49	19												
TTRF	rejets	0.5	0.61	12												
EIP	accepté	0.6	0.75	14	2227	2283	2	362	361	0	154	132	17	2	9	83
EIS	alim	0.1	0.35	61												
EIS	accepté	0.1	0.38	67												
CPEL	alim	3.9	4.23	7	2197	2266	3	350	359	2	149	132	13	2	9	74
DAV	sortie	12.1	12	1												
CHC	sortie	8.9	8.93	0												
CDT	sortie	4.3	4.40	2	2470	2634	6	225	214	5	169	154	10	7	5	44
PBOU	alim	2.8	3.08	8												
PBOU	sortie	53.3	42	27												

3.3. Critique de la méthodologie

Cette section a pour but d'offrir des éléments additionnels à la méthodologie utilisée dans le cadre de ce projet, afin d'améliorer le processus d'établissement de bilan. Les étapes de la méthodologie, énumérées plus bas au tableau 3.6, seront brièvement reprises afin d'apporter à chaque étape critiques et suggestions :

Tableau 3.6 : Étapes de la méthodologie du processus d'établissement de bilan utilisée

Élaboration du schéma de simulation
Collecte de données de procédé disponibles
Sélection des constituants du bilan et hypothèses de base
Campagne d'échantillonnage et analyses des échantillons
Simulation sur WinGEMS
Validation

Élaboration du schéma de simulation

L'élaboration du schéma de simulation est une étape importante qui exige qu'une période de temps adéquate lui soit consacrée. Afin d'être efficace à la tâche. il est conseillé d'organiser une première visite de trois à cinq jours à l'usine, et de rencontrer au moins deux ou trois ingénieurs et techniciens.

Durant cette première visite, plusieurs entrevues peuvent être faites afin de mieux comprendre le procédé, ses équipements et son contrôle et afin de valider une première ébauche des schémas bloc produits avant la visite (avec l'information de procédé obtenue de l'usine lors d'une rencontre initiale en début de projet). Il est conseillé de produire les schémas au crayon à la mine sur grande feuille et d'y inclure les pompes, les vannes manuelles et les vannes de contrôle, en plus des équipements et des courants.

Collecte de données de procédé disponibles

La collecte de données déjà disponibles permet de se familiariser avec l'opération de l'atelier. Il est suggéré de planifier une deuxième visite en usine pour discuter et valider des données d'opérations avec des ingénieurs et techniciens de l'atelier.

Avant cette deuxième visite, deux activités devraient être faites: (1) la validation, par le personnel de l'usine, des schémas bloc produits et corrigés lors de la première visite et (2) une synthèse des données d'opérations connues afin d'en discuter avec le personnel de l'usine lors de la deuxième visite. La validation peut se faire, tout simplement, en envoyant une copie des schémas pour approbation par l'usine. La synthèse des données d'opérations devrait se faire à deux niveaux, soit pour l'ensemble du procédé, c'est-à-dire pour le bilan global, et pour chaque équipement du procédé.

Durant la deuxième visite, plusieurs entrevues peuvent être menées afin de bien saisir les données d'opérations de l'atelier et l'impact que certaines modifications courantes du procédé ont sur ces données. Des données d'analyses plus poussées, faites dans le cadre d'autres études (si disponibles) peuvent également être discutées avec le personnel de l'usine lors de cette deuxième visite.

Sélection des constituants du bilan et hypothèses de base

Dans le cadre de ce projet, l'analyse à produire avec le bilan a été déterminée, une fois le bilan détaillé produit, le désencrage étant un champ d'intérêt nouveau pour le groupe de recherche. Pour les prochaines études, il est fortement conseillé que la problématique à étudier soit déterminée et étudiée au départ et que le bilan soit établi par la suite. Ceci permettrait d'approfondir et de choisir judicieusement, avant l'établissement du bilan, les constituants à intégrer au bilan. Des hypothèses additionnelles seront peut être découvertes et utilisées lors de ces prochaines simulations.

Campagne d'échantillonnage et analyses des échantillons

La campagne d'échantillonnage et les analyses ont été faites efficacement. Il est conseillé de s'équiper en double pour la prise d'échantillons (seau, cuiller et verre de deux litres), ceci afin que deux personnes puissent échantillonner en même temps et ainsi accélérer les prises d'échantillons. Dans le cadre de cette étude, l'usine nous a gracieusement prêté l'équipement additionnel en cours de prise d'échantillons.

Si possible, selon l'échéancier d'un futur projet, il est recommandé d'estimer l'ordre de grandeur et les courants plausibles des données recherchées avant la campagne et les analyses, et ce afin de pouvoir analyser de nouveau certains points dont les résultats sembleraient douteux. De plus, il est important dès le début des analyses de se renseigner auprès du personnel de laboratoire pour savoir si des modifications sont apportées aux méthodes standard d'analyse des échantillons.

Simulation sur WinGEMS

Il est important de choisir un logiciel de simulation adéquat pour la simulation à faire. Dans le cadre de ce projet, plusieurs outils ont été essayés. En premier lieu, le logiciel ASPEN Plus, qui était le seul logiciel du groupe de recherche à l'époque, fut utilisé; n'ayant pas été conçu pour le domaine des pâtes et papiers, il s'est avéré lourd à utiliser. Le tableur EXCEL fut ensuite essayé. Les tableurs se prêtent bien à des calculs de bilans simples puisqu'ils ont la capacité de produire des calculs circulaires (Frazier et al., 1992; Holm, 1984; Orr, 1987; Rushton, 1985; Wells et al., 1986); par contre, pour des bilans détaillés ils ne sont pas recommandés, car l'utilisateur peut passer plus de temps à s'assurer que les équations de conservation de masse sont correctes au lieu de se concentrer sur le procédé et les données. Un logiciel de simulation permet de faire facilement des changements au schéma de base et permet à un nouvel utilisateur de se familiariser plus rapidement avec une simulation déjà produite.

Validation

Les techniques de validation des bilans sont encore très intuitives. Dans le cadre d'une étude générale, la validation de la simulation par essais et ajustements est jugée suffisante. Le groupe de recherche entreprend en ce moment des études sur la réconciliation des données de simulation. Il sera intéressant d'en savoir plus sur ces techniques et leurs utilisations ultérieures.

CHAPITRE IV

ANALYSE DU PROCÉDÉ DE DÉSENCRAGE

Les nombreux démarrages d'ateliers du début des années 1990 apportent constamment aux opérateurs et aux ingénieurs de nouveaux défis d'opération et de gestion ainsi que de nouvelles connaissances en désencrage. Tout comme les usines de pâtes et papiers, les ateliers de désencrage visent à minimiser leur consommation d'eau fraîche ainsi que leur volume d'eaux usées déchargées dans l'environnement. Dans ce chapitre, des stratégies de gestion d'eau pour l'atelier de l'usine de Kruger sont présentées, mais tout d'abord, le procédé et les constituants échantillonnés sont analysés.

4.1 Bilans actuels

Les données d'échantillonnage et de simulation ont été analysées afin de comprendre le cheminement de la pâte, de l'eau, des matières dissoutes et des ions Ca^{++}, Na^{+} et Al^{+++} à travers l'atelier de désencrage. En voici les résultats.

4.1.1 Perte cumulée de matière sèche

D'après le bilan du cas de base, le profil de la perte cumulée de matière sèche est tel que montré à la Figure 4.1 à la page suivante. L'atelier de désencrage fonctionne à un taux de rendement d'environ 78% avant l'ajout d'eau blanche de machine au cuvier de transfert. Si on inclut les fibres gagnées à ce cuvier, le rendement est de 79%, ce qui est dans les normes (Kotila et Estes, 1994; Béland, 1999) pour un procédé de désencrage constitué de flottation et de lavage. Alors que le tamis grossier enlève les contaminants les plus hardis, ce sont les cellules de flottation et les laveurs qui éliminent le plus de matières

indésirables, soit les particules d'encres et les matières dissoutes. Les quelque 40 tonnes sèches de solides en suspension perdus sont éliminées au compacteur.

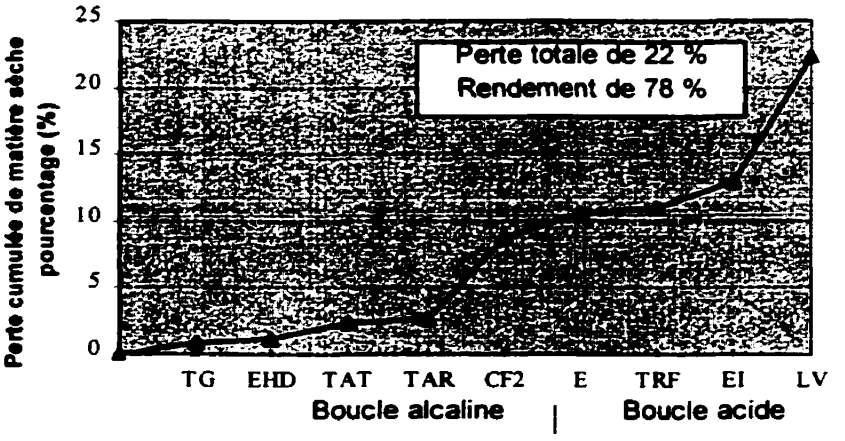


Figure 4.1: Perte cumulée de matière sèche

Atelier de désencrage de l'usine (bilan, 1995)

4.1.2 Besoins en eau de procédé

Les besoins en eau de procédé de l'atelier, selon le bilan, sont décrits au tableau suivant. L'eau fraîche est utilisée, comme eau d'appoint, au réservoir du triturateur ainsi qu'aux cuviers d'eau blanche claire de la boucle alcaline et de la boucle acide. Les eaux blanches internes de l'atelier de désencrage sont réutilisées majoritairement pour des dilutions et des contrôles de consistance. L'eau blanche de machine riche est utilisée pour le contrôle de consistance au cuvier de transfert. Les besoins en eau hors procédé ont été exclus du bilan et de cette étude.

Tableau 4.1(a): Besoins approximatifs en eau de procédé de la boucle alcaline lors de la campagne d'échantillonnage (150 tonnes de pâte désencrée, 7 et 8 mars 1995)

TYPE D'EAU	UTILISATIONS	Débit total (L/min)
	Boucle alcaline	
Eau fraîche	Eau d'appoint au cuvier du triturateur	290
Eau fraîche	Eau d'appoint au cuvier FE-7130	300
Eau blanche claire du cuvier FE-7130	Rinceurs du filtre à disques Rinceurs de la presse à bandes	2400 600
Eau blanche pauvre du cuvier FE-7131	Contrôle du débit d'alimentation à la cellule de flottation no.1 à 12300 L/min	6600
Eau blanche pauvre des cuviers FE-7132 & FE-7133	Contrôle de consistance au tamis primaire à rainures à 2.3% Contrôle du débit d'alimentation au tamis secondaire à rainures à 1000 L/min Contrôle du débit d'alimentation au tamis secondaire à trous à 730 L/min Contrôle de consistance à l'épurateur à haute densité à 3.8% Dilution au tamis grossier et au triturateur	1290 595 425 225 2855

Tableau 4.1(b): Besoins approximatifs en eau de procédé de la boucle acide lors de la campagne d'échantillonnage (150 tonnes de pâte désencrée, 7 et 8 mars 1995)

TYPE D'EAU	UTILISATIONS	Débit total (L/min)
	Boucle acide	
Eau fraîche	Eau d'appoint au cuvier FE-7173	1550
Eau blanche claire du cuvier FE-7173	Dilution à la colonne du cuvier à haute consistance	300
	Dilution aux laveurs	1500
	Dilution aux épurateurs inverses secondaires	1280
	Contrôle du débit d'alimentation au tamis secondaire à rainures fines à 7275 L/min	2300
	Contrôle du débit d'alimentation au tamis tertiaire à rainures fines à 1270 L/min	270
	Dilution aux épurateurs secondaires	2860
	Dilution aux épurateurs primaires	6855
	Contrôle de consistance au réservoir de pâte acide à 4.4%	2615
Filtrat du draineur à vis	Dilution aux épurateurs secondaires	1790
Eau blanche de la machine à papier	Contrôle de consistance au cuvier de transfert	1550

Le procédé actuel a une demande en eau fraîche d'environ 2150 litres par minute pour une production de 150 tonnes de pâte par jour, soit environ 20 tonnes d'eau pour chaque tonne de pâte désencrée produite. Cette demande est répartie comme suit: 15% au réservoir du triturateur, 15% au cuvier d'eau blanche claire FE-7130 de la boucle alcaline

et 70% au cuvier d'eau blanche clarifiée FE-7173 de la boucle acide. D'après Kotila et Estes (1994), il s'agit d'un procédé modérément ouvert. Les plus gros besoins en eau de procédé, qui sont satisfaits par la recirculation des eaux blanches de l'atelier, sont, entres autres, pour le contrôle du débit aux cellules de flottation, pour le rinçage du filtre à disques, pour la dilution aux épurateurs et pour le lavage.

4.1.3 Matières dissoutes

D'après les données d'analyse des échantillons, on constate, comme l'indique la Figure 4.2, que la concentration en matières dissoutes dans la phase aqueuse des courants de l'atelier est, dans la boucle alcaline, aux alentours de 3200 mg/L et, dans la boucle acide, près de 2200 mg/L. Cette baisse, du passage de la boucle alcaline à la boucle acide, peut être attribuée à la dilution. Sans un changement de pH, cette baisse serait, selon la simulation, plus accentuée, ce qui suggère que certains contaminants sont dissous à la boucle acide. Ceci sera élaboré davantage à la section des ions. Les matières dissoutes proviennent majoritairement des vieux papiers et également de l'eau fraîche et des produits chimiques. Elles sont composées, entres autres, de la lignine et de l'hémicellulose, de l'amidon, des composants de couchage et des sels dissous. Kotila et Estes (1994) estiment qu'une concentration de plus de 3000 mg/l à la machine peut occasionner des problèmes à la caisse d'arrivée de la machine à papier. Il est donc important dans toute fermeture du circuit d'eau de connaître la hausse en matières dissoutes et ses effets plausibles à la machine.

De plus, lorsque la quantité de matières dissoutes d'un courant de pâte est comparée à la quantité de pâte, tel qu'à la Figure 4.3, on remarque qu'effectivement la majorité des matières dissoutes est éliminée à l'épaississage et au lavage, lorsque la pâte est grandement épaissie.

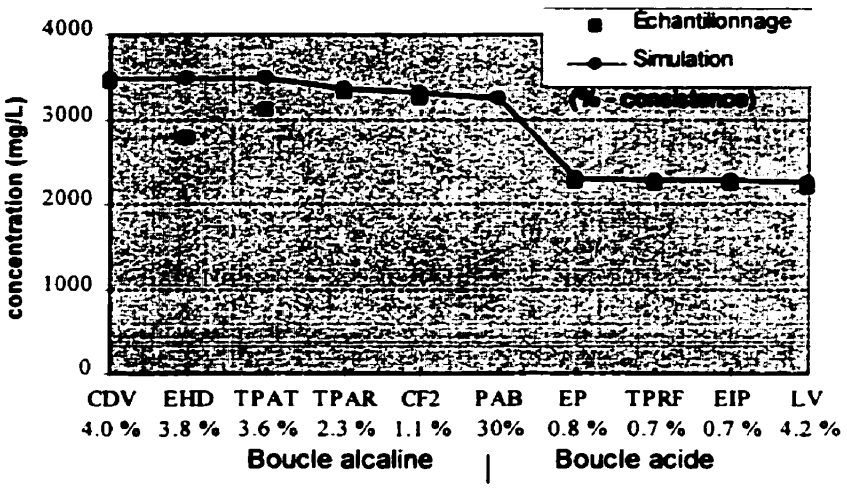


Figure 4.2: Concentration des matières dissoutes (dans la phase aqueuse)

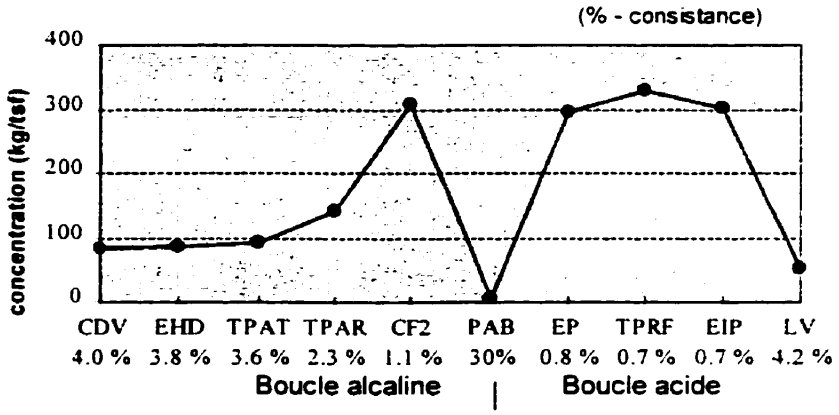


Figure 4.3: Concentration de matières dissoutes (par tonne de matière sèche)

4.1.4 Ions Ca^{++}, Na^{+}, Al^{+++}

La phase aqueuse des courants de l'atelier contient les matières dissoutes et les électrolytes ionisés. Les anions sont, entres autres, les groupes d'acide carboxylique et les groupes phénoliques. Les cations, sont, entres autres, les cations métalliques tels que Ca^{++}, Na^{+}, Al^{+++}, Mg^{++}, Ba^{++}. Ils proviennent des vieux journaux, des produits chimiques et de l'eau fraîche. La concentration de chaque type d'anions et de cations est reliée au pH de la solution aqueuse. Dans le cadre de cette étude, les ions Ca^{++}, Na^{+} et Al^{+++} ont été retenus et leurs profils, présentés à la Figure 4.4, sont discutés plus loin.

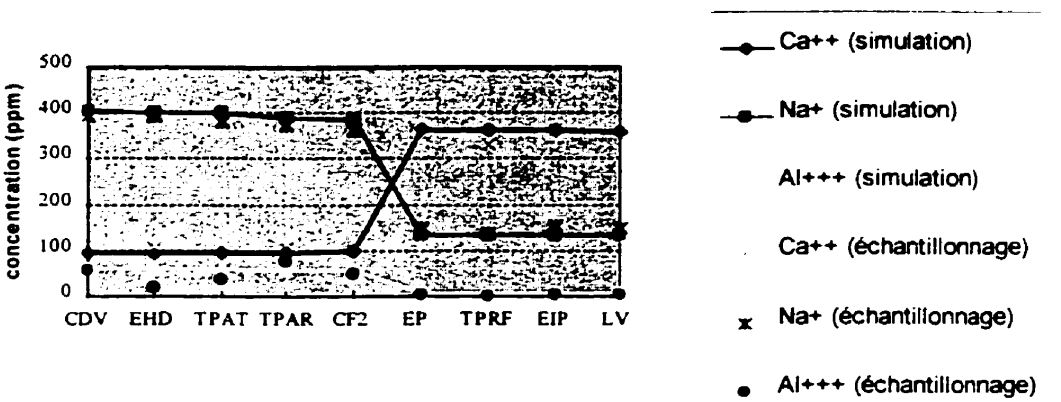


Figure 4.4 Concentrations des ions Ca++, Na+ et Al+++

Les ions de calcium proviennent notamment du carbonate de calcium, un pigment utilisé lors du procédé de couchage ou comme charge à la machine à papier. Abubakr et al. (1997) ont démontré qu'en milieu acide, les cations de baryum, calcium et sodium, retenus sur la pâte en milieu alcalin, sont délogés des sites d'échange d'ions et se

retrouvent dans le milieu aqueux. Selon Negro et Blanco (1996), une haute concentration d'ions de calcium interfère avec la rosine pendant l'encollage. Également, Laine (1995) indique que cette augmentation de concentration d'ions de calcium en milieu acide a des effets néfastes sur le comportement des déchets anioniques. Ces matières dissoutes et colloïdales sont à la source de problèmes d'opération de la machine, d'encollage et de haut niveau de demandes biologique et chimique en oxygène.

La concentration d'ions de calcium dans l'atelier est aux alentours des 100 ppm dans la boucle alcaline et augmente jusqu'à 350 ppm et plus dans la boucle acide. D'après Dorris (1999), la concentration des ions de calcium dans la boucle acide de l'atelier de désencrage de l'usine de Kruger est maintenant, en 1999, encore plus élevée, ce qui est probablement dû à un changement dans la composition des vieux papiers qui alimentent l'atelier. L'augmentation de la concentration d'ions ne serait pas attribuable qu'au phénomène d'échanges d'ions mais davantage au fait que le carbonate de calcium en milieu acide se transforme en sulfate de calcium qui est plus soluble. Ces éléments contrecarreraient l'effet de dilution de la boucle alcaline à la boucle acide de l'atelier.

Tout comme les ions de calcium, les cations de sodium, retenus sur la pâte en milieu alcalin, sont délogés des sites d'échange d'ions et se retrouvent dans le milieu aqueux (Abubakr et al., 1997). De la boucle alcaline à la boucle acide de l'atelier, la concentration des ions de sodium passe de 400 ppm à 150 ppm. Comme dans le cas des matières dissoutes, il semblerait que l'effet de dilution cause ici également une baisse de concentration d'ions de sodium.

L'alun et les sels d'aluminium sont beaucoup utilisés dans une variété d'opérations dans la production de papier car plusieurs d'entre eux ont une facilité d'adsorber et de réagir

avec d'autres éléments. Ceci explique pourquoi le cation d'aluminium est souvent retrouvé dans le papier; trivalent, il est reconnu pour former des complexes dans la pâte. Selon Abubakr et al. (1997), à un pH de 4.4 à 4.8, il forme une espèce polynucléaire qui se lie plus fortement qu'un cation ne le fait, par échange d'ions. En effet, Arnson (1982) précise que les bénéfices du cation d'aluminium à la machine à papier sont obtenus dans un pH de 4.0 à 5.5. Il indique également que, seulement une partie de l'aluminium reste en solution, la majorité étant adsorbée sur les fibres.

Pour l'atelier de désencrage de l'usine de Kruger, les données d'échantillons démontrent que la concentration de cation d'aluminium dans la boucle alcaline est en deçà de 50 ppm et près de 0 ppm dans la boucle acide. Ces données sont à l'intérieur de la plage de 2 à 60 ppm obtenue par Avery (1977) après avoir mesuré la concentration d'aluminium dissous dans de nombreux systèmes de production de papier. Des variations dans les données d'échantillonnage des cations d'aluminium de la boucle alcaline ont été observées (20 ppm à 78 ppm). Il est difficile d'expliquer ces variations; de nouvelles mesures seraient nécessaires afin de confirmer leur existence réelle dans le système.

4.1.5 Autres composantes: fibres, fines, cendres, encre

Dans le cadre de ce travail, les fibres et les fines, les cendres et l'encre ont été échantillonnées afin de les analyser sommairement et de les considérer lors d'éventuelles simulations. Les résultats seront donc brièvement discutés.

Fibres et fines

La distribution de fibres et de fines dans les échantillons de pâte de l'atelier, à en juger par les résultats de l'échantillonnage, est à peu près de 70% de fibres et 30% de fines à la

sortie du cuvier de transfert (Figure 4.5). Des analyses faites dans le cadre d'une analyse sur la fermeture des réseaux dans l'usine intégrée de fabrication de papier journal de Kruger (Braker et al., 1996), ont démontré une proportion semblable d'environ 72% de fibres et 28% de fines.

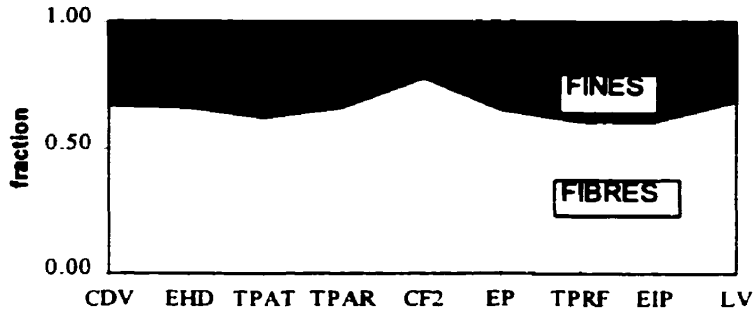


Figure 4.5: Distribution fibres et fines

Cendres

Les cendres représentent la matière inorganique dans l'échantillon. Les cendres des solides en supsension et des échantillons complets ont été analysées. Les résultats d'analyse, présentés à la Figure 4.6, semblent suggérer que, de la boucle alcaline à la boucle acide, il y a une perte de matières inorganiques dans les solides en suspension et un gain de matières inorganiques dans l'échantillon complet. La perte de matières inorganiques dans les solides en suspension peut être expliquée par la solubilisation du carbonate de calcium en sulfate de calcium.

En ce qui a trait à l'augmentation des cendres totales, il est difficile d'en déterminer la cause. Il est à noter que le test de cendres totales, rarement fait d'ailleurs, nécessitait l'évaporation dans le milieu ambiant des échantillons; pour certains de ces derniers, la pâte avait séché sur les côtés du bêcher. Il serait intéressant de reproduire certains tests de cendre ou de rechercher d'autres méthodes d'analyses permettant de suivre le profil de matière inorganique dans l'atelier. Aux laveurs, les résultats démontrent une perte nette de matières inorganiques par rapport à la pâte alimentant le procédé.

Encre

Par les données de couverture d'encre, il est clair que les cellules de flottation jouent leur rôle et qu'elles réduisent considérablement la quantité d'encre. Comme l'indique la Figure 4.7, c'est aux cellules de flottation que la plus grande partie de couverture est éliminée.

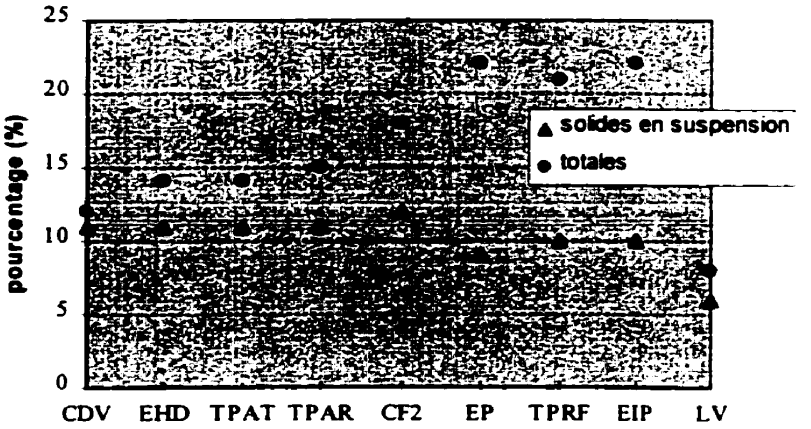


Figure 4.6: Profil des cendres

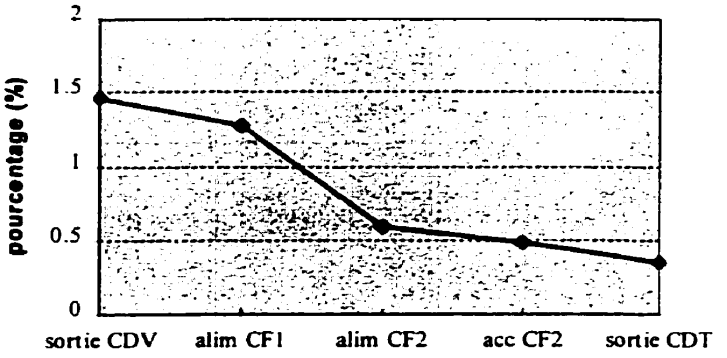


Figure 4.7: Couverture d'encre

4.2 Stratégies de gestion de l'eau

Un programme de gestion efficace de l'eau d'un procédé se fait en considérant les trois objectifs suivants : (1) l'optimisation des utilisations de l'eau pour maximiser la performance du procédé, (2) la réutilisation de l'eau à l'intérieur même du procédé afin de réduire le volume à l'effluent et (3) l'amélioration du traitement des effluents afin de réutiliser les eaux usées traitées.

La réutilisation de l'eau et l'amélioration du traitement des effluents permettent de réduire les besoins en eau fraîche d'un procédé. Cette réduction peut se faire à trois niveaux, soit par :

- Une *réduction d'eau fraîche de procédé*, et ce en analysant de quelle façon la quantité d'eau de procédé, telle que l'eau d'appoint de cuviers, peut être réduite ou remplacée par d'autres types d'eau;
- Une *réduction d'eau fraîche pour toutes les eaux de service*, ce qui inclut des stratégies de réductions possibles pour l'eau d'étanchéité, l'eau de refroidissement et autres; et,
- Une *fermeture complète du circuit d'eau*, qui exige un système de traitement des eaux usées (incluant des technologies telles que l'osmose inverse et l'évaporation) permettant la gestion des déchets organiques, des solides en suspension et des matières dissoutes.

Un ouvrage spécifique sur la réduction d'eau fraîche en usine de pâtes et papiers a été produit en 1994 et s'avère un outil indispensable à tous ceux qui envisagent d'élaborer un

programme de réduction (H.A. Simons Ltd., NLK Consultants Inc. et Sandwell Inc., 1994). De plus, le National Council of the Paper Industry for Air and Stream Improvement (NCASI) a fait une étude sur la faisabilité technique et économique d'un atelier de désencrage en circuit fermé (Badar et al., 1994). La technologie, les connaissances et l'expertise sont disponibles pour fermer complètement le circuit d'eau des ateliers de désencrage mais les coûts qui s'y rattachent peuvent s'avérer encore élevés, rendant ainsi les projets économiquement peu attrayants.

Dans le cadre de ce travail, deux stratégies de gestion d'eau du procédé de désencrage sont proposées. Ces stratégies visent à remplacer de l'eau de procédé par d'autres types d'eau recyclée ou à utiliser autrement l'eau fraîche afin d'optimiser la performance du procédé. Il est à noter également que de bien contrôler les points de purges existants, d'éliminer les débordements fréquents ou les pertes, d'utiliser des cuviers de volume adéquat et d'opérer le procédé à l'aide de bons contrôles sont des éléments essentiels pour une bonne gestion de l'eau en usine.

4.2.1 Stratégie 1 : Eau blanche de machine à la boucle alcaline et à la boucle acide

Lors de la campagne d'échantillonnage, le procédé de désencrage utilisait de l'eau fraîche comme eau d'appoint au cuvier de réserve d'eau alcaline claire de la boucle alcaline et au cuvier d'eau blanche clarifiée de la boucle acide (Figure 4.8). Afin de minimiser la consommation d'eau fraîche, une stratégie consiste à utiliser partiellement de l'eau blanche de machine comme eau d'appoint dans ces cuviers. La machine à papier de l'usine produit en excès de l'eau blanche riche qui est disponible pour l'atelier de désencrage. Celle-ci est déjà pompée à l'atelier, étant utilisée comme eau de dilution au cuvier de transfert.

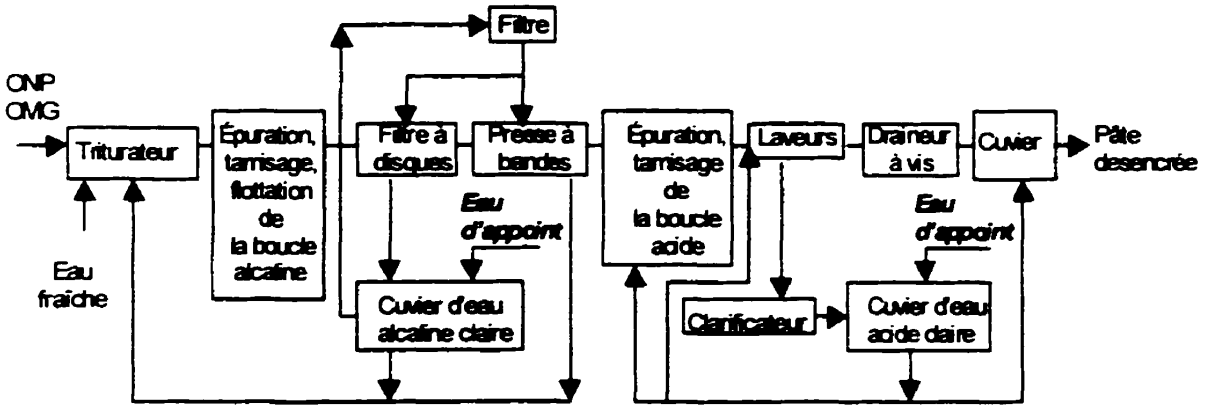


Figure 4.8 : Stratégie 1 – eau blanche de machine comme eau d'appoint aux cuviers d'eau claire des deux boucles

Dans le cas de la boucle alcaline, près de 300 L/min d'eau fraîche sont rajoutés au cuvier de réserve d'eau alcaline claire. En ce qui a trait à la boucle acide, environ 1550 L/min d'eau fraîche sont rajoutés au cuvier de réserve d'eau acide claire. Si on remplace graduellement ces eaux par de l'eau blanche riche de machine, les résultats au niveau des concentrations de matières dissoutes et d'ions, tels qu'obtenus par simulation, sont présentés aux Figures 4.9, 4.10 et 4.11.

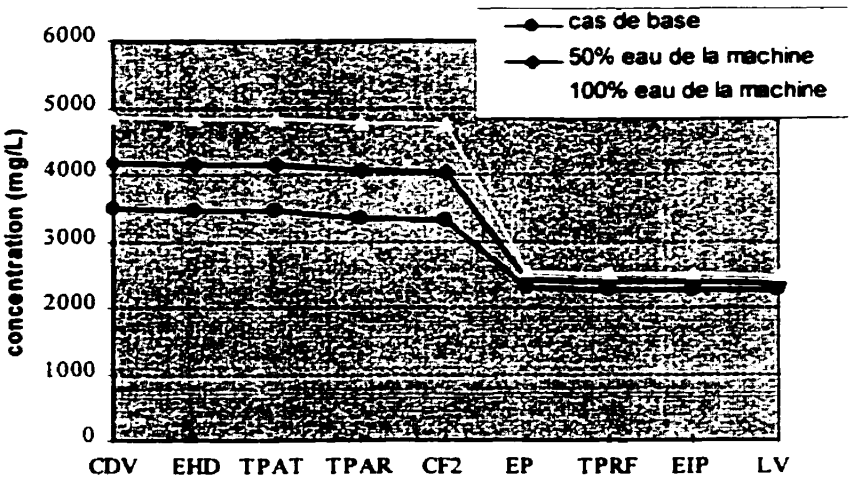


Figure 4.9: Impact de l'utilisation d'eau de machine dans la boucle alcaline sur les matières dissoutes

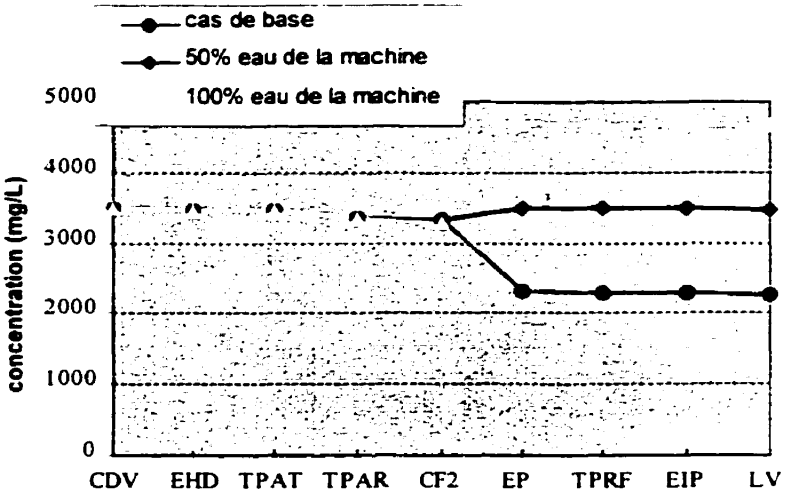


Figure 4.10: Impact de l'utilisation d'eau de machine dans la boucle acide sur les matières dissoutes

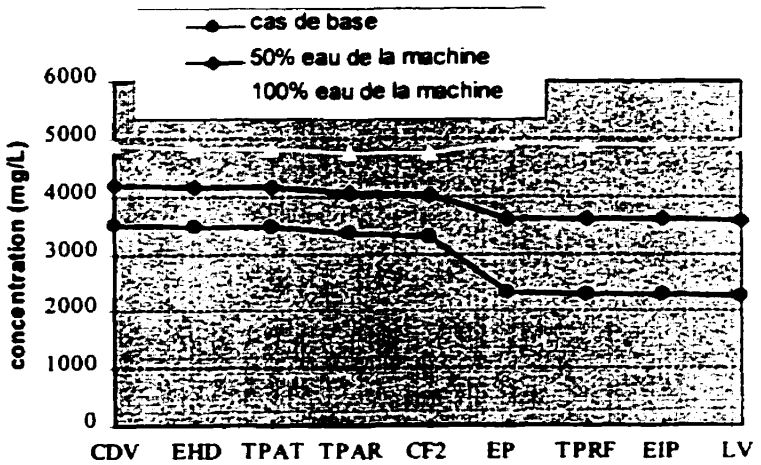


Figure 4.11: Impact de l'utilisation d'eau de machine dans les deux boucles sur les matières dissoutes

On constate qu'effectivement l'eau blanche de machine, étant une eau dont la concentration de matières dissoutes est plus élevée que l'eau fraîche, contribue à une augmentation des matières dissoutes dans les circuits d'eau blanche de l'atelier de désencrage.

En ce qui a trait aux ions, comme indiqué à la Figure 4.12, la simulation donne des résultats très semblables au cas de base lorsque l'eau blanche de machine est ajoutée.

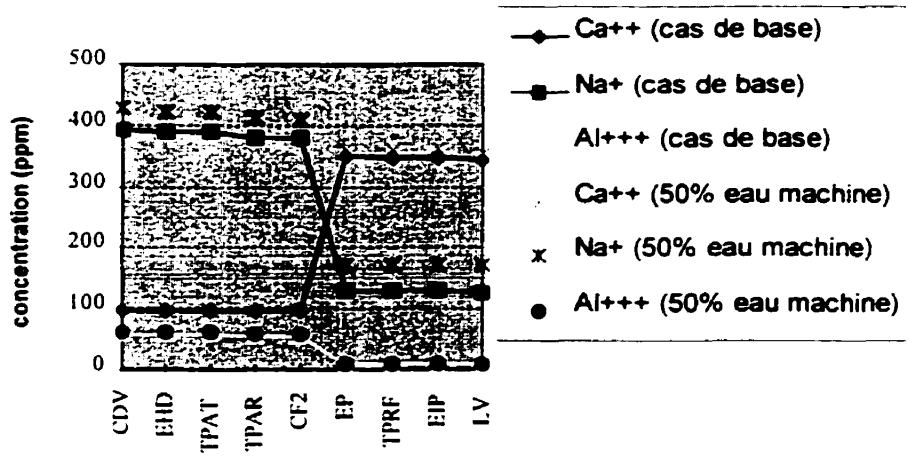


Figure 4.12: Impact de l'utilisation d'eau de machine dans les deux boucles sur les concentrations des ions Ca++, Na+ et Al+++

Donc, selon les résultats de la simulation, si l'atelier de désencrage utilisait de l'eau blanche riche de machine pour environ la moitié des besoins aux cuviers de réserve des boucles acides et alcalines plutôt que de l'eau fraîche uniquement, la concentration de matières dissoutes dans la phase aqueuse du courant de pâte sortant des laveurs passerait d'environ 2200 ppm à 3500 ppm. Par contre, l'apport en matières dissoutes à la machine à papier ne passerait que de 2700 à 3200 ppm puisque l'eau blanche de machine, riche en matières dissoutes et utilisée comme eau de dilution au cuvier, minimise la hausse de matières dissoutes. Les courants de rejets vers le compacteur et du clarificateur de l'atelier verraient également leur concentration de matières dissoutes augmenter. Pour les boues, il y aurait une augmentation de 3050 à 4125 mg/L et pour les eaux usées, de 2500 à plus de 3500 mg/L. Il y aurait une légère augmentation de concentrations d'ions de sodium dans les deux boucles puisque la concentration de ces ions dans l'eau blanche de

machine est de 175 ppm comparativement à près de 10 ppm dans l'eau fraîche. La consommation d'eau fraîche diminuerait de 20 à 12 tonnes d'eau par tonne de pâte désencrée produite.

4.2.2 Stratégie 2 : Eau fraîche aux rinceurs de la presse à bandes et aux douches des laveurs

Tel que montré à la Figure 4.13, une autre stratégie, qui vise à utiliser l'eau fraîche à des endroits plus stratégiques dans le procédé, consiste à ajouter l'eau fraîche aux rinceurs de la presse à bandes et aux douches des laveurs, plutôt qu'aux cuviers. Dans les deux cas, l'apport en eau fraîche pourrait permettre un lavage maximal, éviter l'obstruction des rinceurs et des douches et, puisque ces équipements se retrouvent en fin de boucle, diminuer la concentration des matières dissoutes.

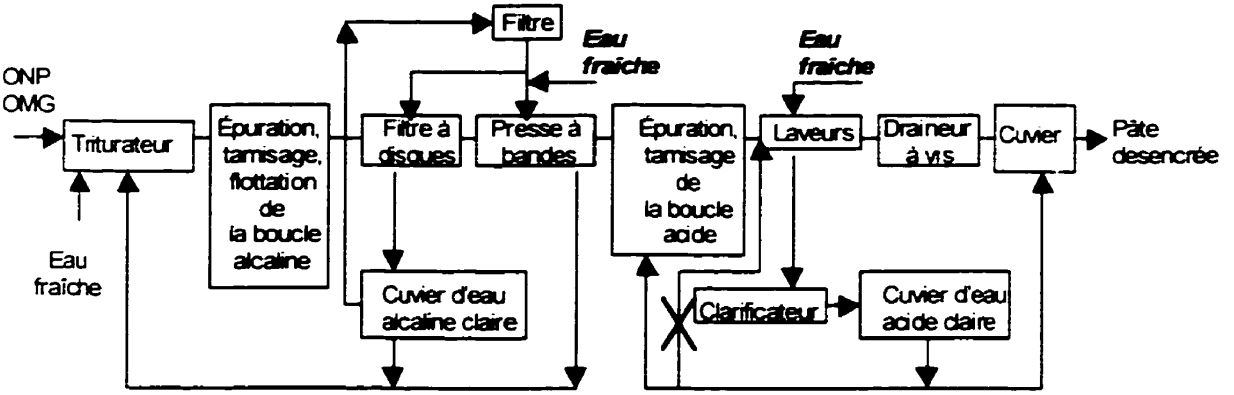


Figure 4.13 : Stratégie 2 - eau fraîche aux rinceurs de la presse à bandes et aux douches des laveurs

Cette stratégie a été également simulée et les résultats de concentration de matières dissoutes, autour de la presse à bandes et des laveurs, sont présentés à la Figure 4.14. On constate, effectivement, qu'il y a, dans le cas de la presse à bandes, une baisse en matières

dissoutes de 3200 mg/L à 3000 mg/L dans les courants de pâte et de filtrat résultants. Aux laveurs, une baisse plus légère des matières dissoutes est observée, soit de 2250 mg/L à 2150 mg/L.

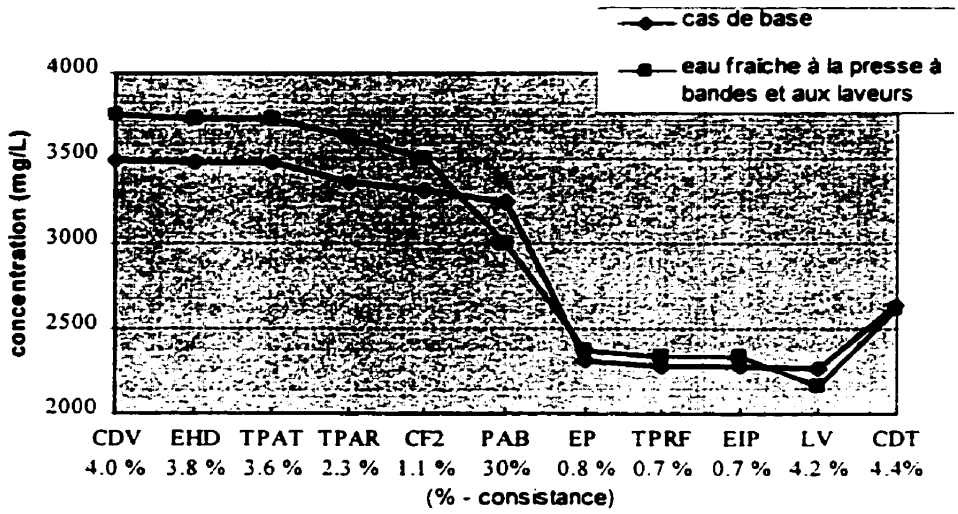


Figure 4.14: Impact de l'utilisation d'eau fraîche aux rinceurs de la presse à bandes et aux douches des laveurs

Dans son ensemble, la relocalisation de l'eau fraîche d'appoint des cuviers aux rinceurs de la presse à bandes et aux douches des laveurs fait en sorte que les courants de pâte et de filtrat de ces équipements contiennent moins de matières dissoutes. Toutefois, les concentrations de matières dissoutes des courants de pâte précédant la presse à bandes et les laveurs sont plus hautes, puisque l'eau blanche des boucles n'est plus diluée avec de l'eau fraîche aux cuviers. Les résultats de la simulation démontrent que la pâte du cuvier de transfert, qui est ensuite acheminée à la machine à papier, a sensiblement la même

quantité de matières dissoutes. Ceci est dû à la dilution de la pâte désencrée avec de l'eau blanche de machine, concentrée en matières dissoutes, qui est faite au cuvier.

Il serait toutefois intéressant d'analyser davantage cette stratégie. Une hypothèse de la simulation fut que les matières dissoutes suivent la répartition de l'eau. Évidemment, les procédés de lavage sont plus complexes et sont composés d'opérations de dilution et d'extraction ainsi que de déplacement. Également, les mécanismes de désorption et de diffusion des matières dissoutes à même les fibres font en sorte qu'il y a un transfert de matières dissoutes de la phase solide à la phase aqueuse. De plus, Crotogino et al. (1987) indiquent que lorsqu'une pâte à faible concentration de matières dissoutes est pressée à haute consistance, le filtrat a souvent une concentration de matières dissoutes plus basse que la phase aqueuse du courant d'alimentation. Une prise additionnelle d'échantillonnage autour des unités de pressage et de lavage, ainsi qu'une simulation plus détaillée (qui spécifie, par exemple, des rapports de déplacement pour les laveurs et des coefficients de séparation détaillés de matières dissoutes pour les presses) permettraient de mieux modéliser ces unités. L'effet de température pourrait être également étudié.

4.2.3 Combinaison des deux stratégies

Une simulation combinant les deux stratégies discutées plus haut a été effectuée. Ainsi, la moitié de l'eau d'appoint aux boucles alcalines et acides se compose d'eau blanche de machine et l'autre moitié, d'eau fraîche. Toutefois, et tel que montré à la Figure 4.15, comparativement à la stratégie 1, l'eau blanche de machine est ajoutée au cuvier d'eau blanche pauvre de la boucle alcaline, afin de n'alimenter que de l'eau claire aux rinceurs de la presse à bandes. À la boucle acide, l'eau blanche de machine est ajoutée au

clarificateur, ce qui permet d'avoir une eau plus claire dans la boucle. L'eau fraîche est ajoutée aux rinceurs de la presse à bandes et aux douches des laveurs.

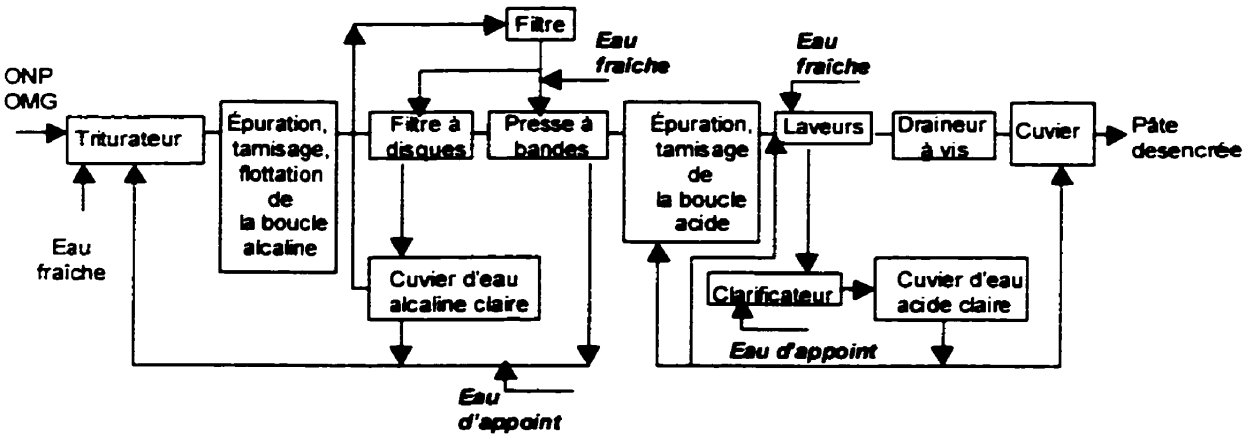


Figure 4.15 : Combinaison des stratégies d'eau blanche comme eau d'appoint et d'eau fraîche à la presse à bandes et aux douches des laveurs

Les résultats de la simulation, tels que présentés à la Figure 4.16, à la page suivante, résument bien les impacts des stratégies de gestion d'eau élaborées dans le cadre de cette étude. En effet, l'utilisation d'environ 150 L/min et 775 L/min d'eau blanche de machine comme eau d'appoint aux boucles alcalines et acides, respectivement, engendre une augmentation de matières dissoutes. Cette hausse est de l'ordre de 20% dans la boucle alcaline (environ 4050 mg/L contre 3400 mg/L) et de 60% dans la boucle acide (3600 mg/L contre 2200 mg/L). En raison de la dilution au cuvier de transfert avec de l'eau blanche de machine (qui a une concentration d'environ 3000 mg/L de matières dissoutes), l'augmentation réelle vers la machine à papier serait de l'ordre de 20% (3200 mg/L contre 2700 mg/L).

L'utilisation d'eau fraîche aux rinceurs de la presse à bandes et aux douches des laveurs diminue la concentration de matières dissoutes dans la pâte résultante. Avec les modèles simplifiés de la simulation, il y a une baisse de 6% à la boucle alcaline (3000 mg/L contre 3200 mg/L) et de 4% à la boucle acide (2150 mg/L contre 2250 mg/L). Par contre, l'effet de ces baisses est contrecarré par la dilution au cuvier de transfert.

Pendant cette étude, la direction de l'atelier de l'usine a modifié ces opérations afin d'utiliser davantage d'eau blanche de machine à l'atelier de désencrage. Ceci permet de croire que, jusqu'à maintenant, les effets néfastes possibles dus à une réduction de consommation d'eau fraîche ne se manifestent pas de façon à nuire aux opérations de l'atelier. Dans son ensemble, l'usine a donc pu réduire sa consommation d'eau fraîche.

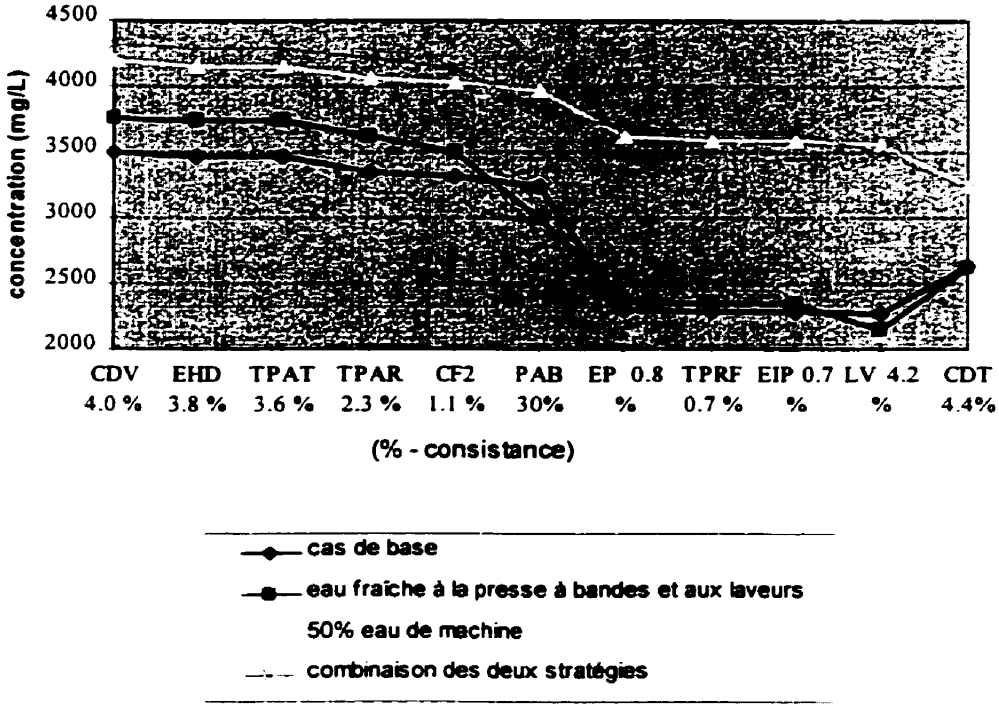


Figure 4.16: Impact de l'utilisation d'eau blanche comme eau d'appoint aux cuviers et d'eau fraîche aux rinceurs de la presse à bandes et aux douches des laveurs

CONCLUSION

Dans le cadre de cette étude, une simulation en régime permanent d'un atelier de désencrage existant fut produite afin d'analyser les effets de deux stratégies de gestion d'eau de procédé sur la consommation d'eau fraîche et la teneur en matières dissoutes et ions. Ces stratégies visaient à remplacer de l'eau fraîche de procédé par d'autres types d'eau recyclée ou à utiliser autrement l'eau fraîche afin d'optimiser la performance du procédé.

Selon les résultats des simulations de la première stratégie, il serait intéressant d'opérer l'atelier de désencrage en se servant d'environ la moitié d'eau blanche de machine aux cuviers de réserve des boucles acides et alcalines plutôt que de l'eau fraîche uniquement. L'apport en matières dissoutes à la machine à papier du courant de pâte désencrée passerait d'environ 2700 à 3200 ppm. La consommation d'eau fraîche, toutefois, diminuerait de 20 à 12 tonnes d'eau par tonne de pâte désencrée produite. Pendant cette étude, la direction de l'usine a modifié ces opérations afin d'utiliser davantage d'eau blanche de machine à l'atelier de désencrage. Fait de façon progressive, l'impact de ce changement sur l'atelier et la pâte produite pourra être suivi et une quantité optimale d'eau blanche de machine à ajouter pourra être déterminée.

En ce qui a trait à la deuxième stratégie, l'utilisation d'eau fraîche aux rinceurs de la presse à bandes et aux douches des laveurs diminue la concentration des matières dissoutes dans la pâte résultante. Puisque la simulation comporte une modélisation simplifiée de ces équipements, les bénéfices de cette stratégie n'ont pu être davantage élaborés. Il serait intéressant d'analyser plus en détail ces équipements, dans le contexte

du désencrage, et de bien comprendre l'impact de la dilution de la pâte au cuvier de transfert avec de l'eau blanche de machine sur les bénéfices de lavage à la fin de la boucle acide.

De plus, comme projet futur, une analyse de la gestion des eaux hors procédé de l'atelier de désencrage pourrait être entreprise afin de vérifier si la consommation totale d'eau fraîche de l'atelier peut être diminuée davantage, et ce par des moyens simples. Il serait également intéressant de détailler encore plus les bilans pour y inclure des données de fibres, de fines, de cendre et d'encre et de simuler le procédé pour différentes compositions de vieux papiers. L'usine ayant changé depuis, une mise à jour du cas de base serait évidemment nécessaire ainsi que la prise d'échantillons additionnels. Le processus d'établissement des bilans, tel que suivi et critiqué dans cette étude, pourrait donc être raffiné et les techniques de validation, présentement étudiées, pourraient être intégrées.

RÉFÉRENCES

ACPP (1998). Tables des Statistiques 1998. Association Canadienne des Pâtes et Papiers, 36-41.

ABUBAKR, S.M., HRUTFIORD, B.F., REICHERT, T.W. et McKEAN W.T. (1997). Retention Mechanism of Metal Cations in Recycled and Never-Dried Pulps. Tappi Journal (80:2), 143-148.

ARNSON, T.R. (1982). The Chemistry of Aluminium Salts in Papermaking. Tappi Journal (65:3), 125-130.

ASPLER, J. (1994). Introduction to Printing Technology and Ink Chemistry. Recycling & Deinking Course TECH '94, CPPA, May 29-June 3, 1994.

AVERY, L.P. (1977). The Quantitative Alum Analysis of a Papermaking Furnish and the Effect of Alum on Retention. 1977 Courses Notes – Retention and Drainage Technology in Paper Manufacturing. Tappi Press. p. 32.

BADAR, T.A., HODGE, G. et WIEGAND, P. (1994). The Technical and Economic Feasibility of a Totally Closed Deinking Mill. 1994 International Environmental Conference Book 1, 33-48.

BÉDARD, J. (1994). Re-Pulping and Pulper Extraction. Recycling & Deinking Course TECH '94, CPPA, May 29-June 3, 1994.

BÉLAND, P. (1999). Communication personnelle.

BIERMANN, C.J. (1996). Handbook of Pulping and Papermaking. Academic Press. (Second Edition).

BLISS, T. (June 1980). Reverse Cleaning. Tappi Journal (63:6), 87-90.

BLISS, T. (1993). Screening. Secondary Fiber Recycling. Tappi Press, 125-139.

BOADWAY, J.D. (April 1962). Theoretical Considerations of Vortex Separators. Tappi Journal (45:4), 265-272.

BRAKER, J., PEPIN, M.-F., MARINO, S., CARRIERE, M. et PARIS, J. (Juillet 1996). Fermeture des réseaux dans une usine intégrée de fabrication de papier journal : Étude de cas II. Centre de Développement Technologique. Projet CDT C138 – Phase II.

CLEVELAND, F.C. (1993). Pulping of Secondary Fiber. Secondary Fiber Recycling. Tappi Press, 91-100.

CORBETT, M. (May 1991). New Deinking Projects Proliferate as Industry Meets Recycling Demand. Pulp & Paper , 52-55.

COSSETTE, C. (1991). La préparation du bois et des pâtes mécaniques. Cégep de Trois-Rivières.

CROTOGINO, R.H., POIRIER, N.A. et TRINH, D.T. (1987). The Principles of Pulp Washing. Tappi Journal (70:6), 95-103.

CROW, D.R. et SECOR, R.F. (1987). The Ten Steps of Deinking. Tappi Journal (70:7), 101-106.

DESSUREAULT, S., BARBE, M.C., TREMBLAY, S. et THOM, A. (1994). Comparison of Deinking Processes for High Quality Newsprint Production. Recycling '94, London, Ontario, November 9th 1994.

DORRIS, G.M. (1989). PART II: Deinking and Wet End Chemistry. Rapport interne Paprican.

DORRIS, G.M. (1999). Communication personnelle.

DOSHI, M.R.(1991). Properties and Control of Stickies. Progress in Paper Recycling, 54 - 63.

DOSHI, M.R. (August 1992). Calculation of Separation Efficiency. Progress in Paper Recycling,79-82.

DOSHI, M.R. et PREIN, M.G. (1990). Effective Screening and Cleaning of Secondary Fibres. Recycling Paper: From Fiber to Finished Product. TAPPI Press. Vol (2), 649-655.

ENGLISH, C. (1994). Wash Deinking Strategies. Recycling & Deinking Course TECH '94, CPPA, May 29-June 3, 1994.

ESPE, C. (September 1990). Solid Waste Issue Creates Boom in Recycled Fiber Capacity Growth. Pulp & Paper , 78-80.

FERGUSON, L. (1994). Deinking of Secondary Fibre by the Floatation Process. Recycling & Deinking Course TECH '94, CPPA, May 29-June 3, 1994.

FERGUSON, L. (1994). Deink Chemistry. Recycling & Deinking Course TECH '94, CPPA, May 29-June 3, 1994.

FRANKO, A. et TALBERT, R. (February 1988). Optimized Pulp Cleaning Takes Discipline, Organization. PIMA (70 :2), 29-33.

FRANKO, A. et TALBERT, R. (April 1988). The Implications of Pulp Cleaning System Inefficiencies. PIMA (70:4), 15-21.

FRAZIER, W.C. et McNABB, C.A.R. (1992). A User Friendly Deink Pulp Mill Simulation. AICHE Proceedings 1992 Forest Products Symposium, 109-124.

GRIFFIN, A.W. (May 1994). Process Design Optimization for Deinking Plants. Tappi

Journal (77:5), 103-107.

HARRISON, A. (March 1989). Flotation Deinking is Critical in Unit Process Method of Deinking. Pulp & Paper, 60-65.

H.A. SIMONS Ltd., NLK Consultants Inc. et Sandwell Inc. (1994). Water Use Reduction in the Pulp and Paper Industry.

HOLM, R.A. (February 1984). Personal Micros - the Process Flow as Worksheet for a Secondary Fiber System. Tappi Journal (67:2), 124-125.

HOLM, R.A. (March 1984). Personal Micros - Worksheet Methods for Process Simulation: Copy and Layout Hints. Tappi Journal (67:3), 106-107.

HOOPER, A.W. (1994). Screening of Mechanical Pulp. Mechanical Pulping TECH '94, CPPA, 1994.

Institut de Génie Nucléaire. (pas daté). Slowpoke. Dépliant promotionnel de l'École Polytechnique.

JOHNSON, A. (November 1992). Modern De-inking Systems - Design Aspects. Paper Technology, 20-30.

JULIEN SAINT AMAND, F. et PERRIN, B. (1993). The Effect of Particle Size on Ink and Speck Removal Efficiency of the De-inking Steps : PART I : Flotation. Pulp & Paper Canada (94:10), 25-28.

JULIEN SAINT AMAND, F. et PERRIN, B. (1993). The Effect of Particle Size on Ink and Speck Removal Efficiency of the De-inking Steps : PART II : Cleaning. Pulp & Paper Canada (94:10), 29-32.

KARL, W. (1992). Planning Ahead. Pulp and Paper Journal, February 1992, 20-21.

KLEINAU, J.H. (1987). Contaminants. Pulp & Paper Manufacture V.3. Secondary

Fibers and Non-Wood Pulping. Joint Textbook Committee of the Paper Industry, 136-142.

KOFFINKE, D. (1994). Screening Concepts in the Treatment of Recycled Fibre. Recycling & Deinking Course TECH '94, CPPA, May 29-June 3, 1994.

KOFFINKE, R.A. (1981). Energy Considerations in Deinking Systems. Tappi Journal (64:10), 69-72.

KOTILA, P.S. et ESTES, T.K. (August 1994). Closed Mill Systems and Implications for Process Water Reuse. Progress in Paper Recycling, 42-46.

LAFRENIERE, S., DESSUREAULT, S. et BARBE, M. (1995). Comparison of Washing Equipment and Subsystems. Pulp & Paper Canada (96:2), 35-41.

LAINE, J.E. (1995). Wet End Chemistry in Papermaking. Know-How Wire, no.1, 8-9.

LEVIS, S.H. (November 1991). Screening of Secondary Fibers. Progress in Paper Recycling, 31-45.

LINDQVIST, S. et MOSS, C.S. (February 1993). Advanced Cleaner Technology for the Year 2000. Progress in Paper Recycling, 35-40.

McCOOL, M.A. (1993). Flotation Deinking. Secondary Fiber Recycling. Tappi Press, 141-162.

McCOOL, M.A. et SILVERI, L. (1987). Removal of Specks and Nondispersed Ink from a Deinking Furnish. Tappi Journal (70:11), 75-79.

MERRIMAN, K. (1994). The Removal of Contaminants from Recycled Fibre using Centrifugal Cleaners. Recycling & Deinking Course TECH '94, CPPA, May 29-June 3, 1994.

MERRIMAN, K. (1993). Cleaning for Contaminant Removal in Recycled Fiber

Systems. Secondary Fiber Recycling. Tappi Press, 101-123.

MICHAUD, G. et DESSUREAULT, S. (1995). Centrifugal Cleaning of High Yield Pulps. Mechanical Pulping Course TECH '95, CPPA. 1995.

MORELAND, B.A. (1990). Contaminant Profiles in Secondary Fiber Systems. Recycling Paper: From fiber to Finished Product. TAPPI Press. Vol (1), 133-147.

MORELAND, L.B. (Nov. 1991). Types of Centrifugal Cleaners. Progress in Paper Recycling, 78-80.

MORELAND, R.D. (1986). Stickies Control by Detackification. 1986 Pulping Conference, 193-196.

NEGRO, C. et BLANCO, A. (1996). Alternative to Solve Problems Associated to the Accumulation of the Dissolved and Colloidal Material in Paper Mills. COST Action E1 Paper Recyclability, Madrid, Spain, 6 June 1996, 15-24.

NELSON, G.L. (May 1981). The Screening Quotient: a Better Index for Screening Performance. Tappi Journal (64:5), 133-134.

ORR, D.T. (June 1987). Spreadsheets: the Budget Approach to Process Simulation. Tappi Journal (70:6), 79-82.

RODDEN, G. (1995). Pulp & Paper Canada Annual & Directory 1995. Pulp & Paper Canada.

RUSHTON, J.D. (August 1985). Microcomputer Spreadsheet Calculations for a Bleach Plant. Tappi Journal (68:8), 132-135.

SCOTT, W.E. (1990). A Survey of the Various Contaminants Present in Recycled Wastepaper White Water Systems. Recycling Paper: From Fiber to Finished Product. TAPPI Press. Vol (1), 121-132.

SHRINATH, A., SZEWCZAK, J.T. et BOWEN, I.J. (1991). A Review of Ink Removal Techniques in Current Deinking Technology. Tappi Journal (74 :7), 85-93.

SILVERI, L. (Febuary 1994). Unit Operations for Improving the Bulk Properties of Recycled Fiber. MRS Bulletin : (XIX : 2), 30-35.

SMOOK, G.A. (1992). Handbook for Pulp & Paper Technologists. Angus Wilde Publication. Second Edition.

Staff. (May 1994). Understanding the Performance of Screens. Progress in Paper Recycling, 86-87.

Staff. (May 1993). Methods to Quantify Stickies - A Mill Survey. Progress in Paper Recycling, 80-84.

STEVENSON, S. (1992). De-inking is CP Forest's News at Gatineau. Pulp & Paper Canada (93:5), 28-31.

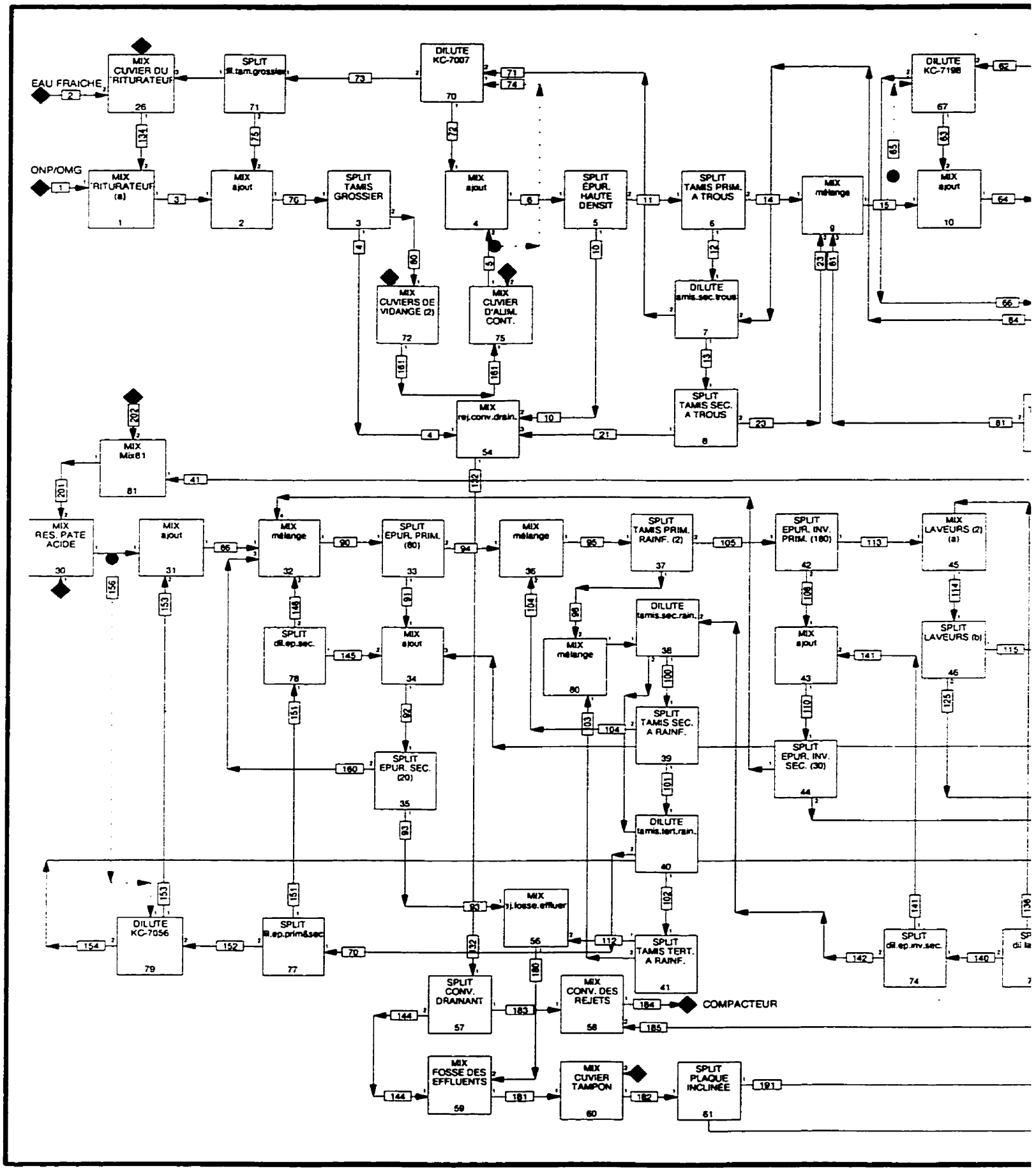
ST-PIERRE, A. (1993). Industrial Competitiveness, Trade and the Environment, A Look at Three Sectors of the Canadian Economy. The Conference Board of Canada. Report 107-93.

TIRADO, A. (May 1958). Theory of Screening. Tappi Journal (41:5), 237A-245A.

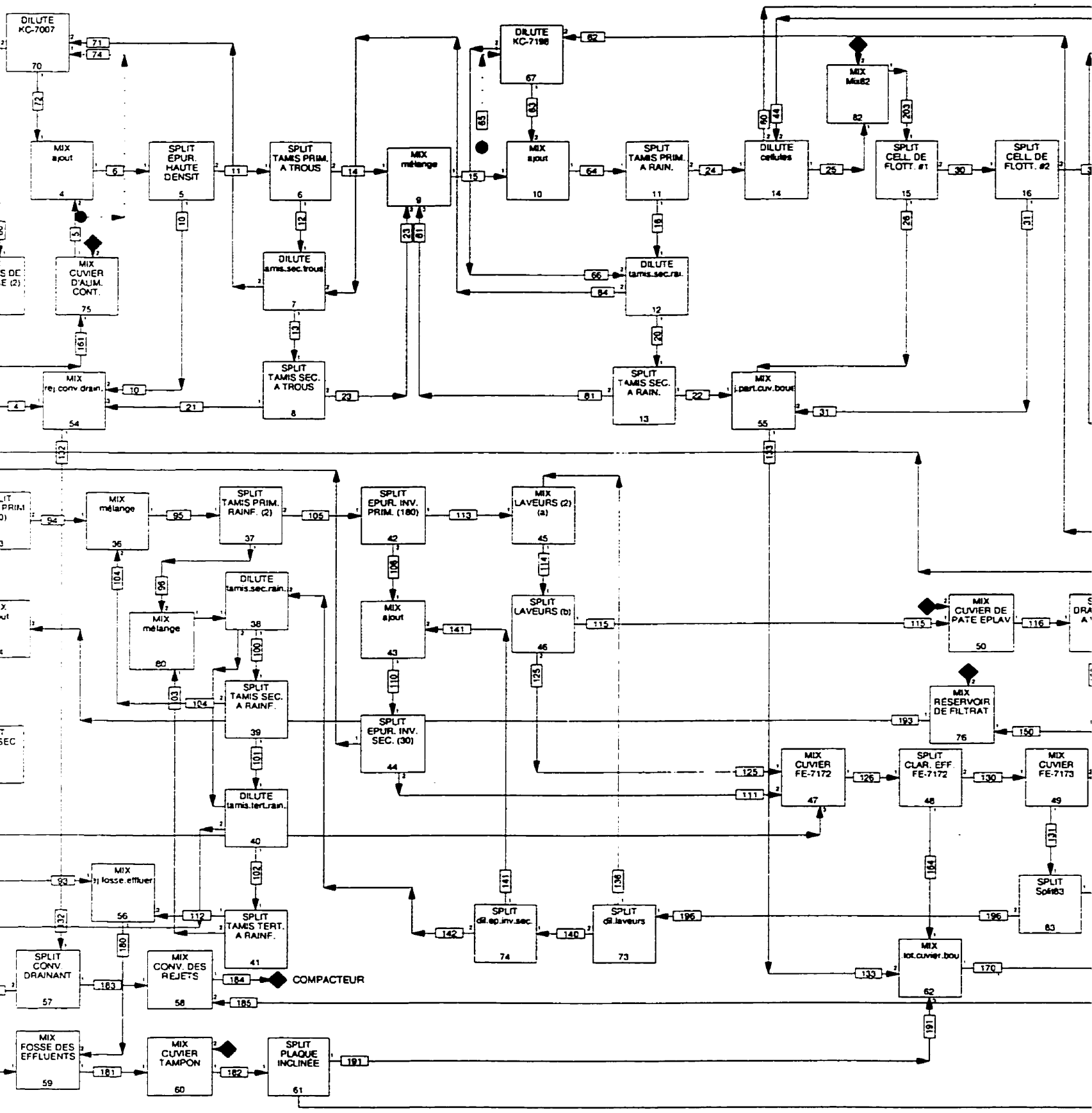
WELLS, H.A., GORDON-BLACK, M.R. et ABBOTT, G. (March 1986). Process Simulation Using Spreadsheets. Tappi Journal, 98-101.

WIGHT, M.O. (Aug. 1992). Performance of Forward Cleaners. Progress in Paper Recycling, 38-45.

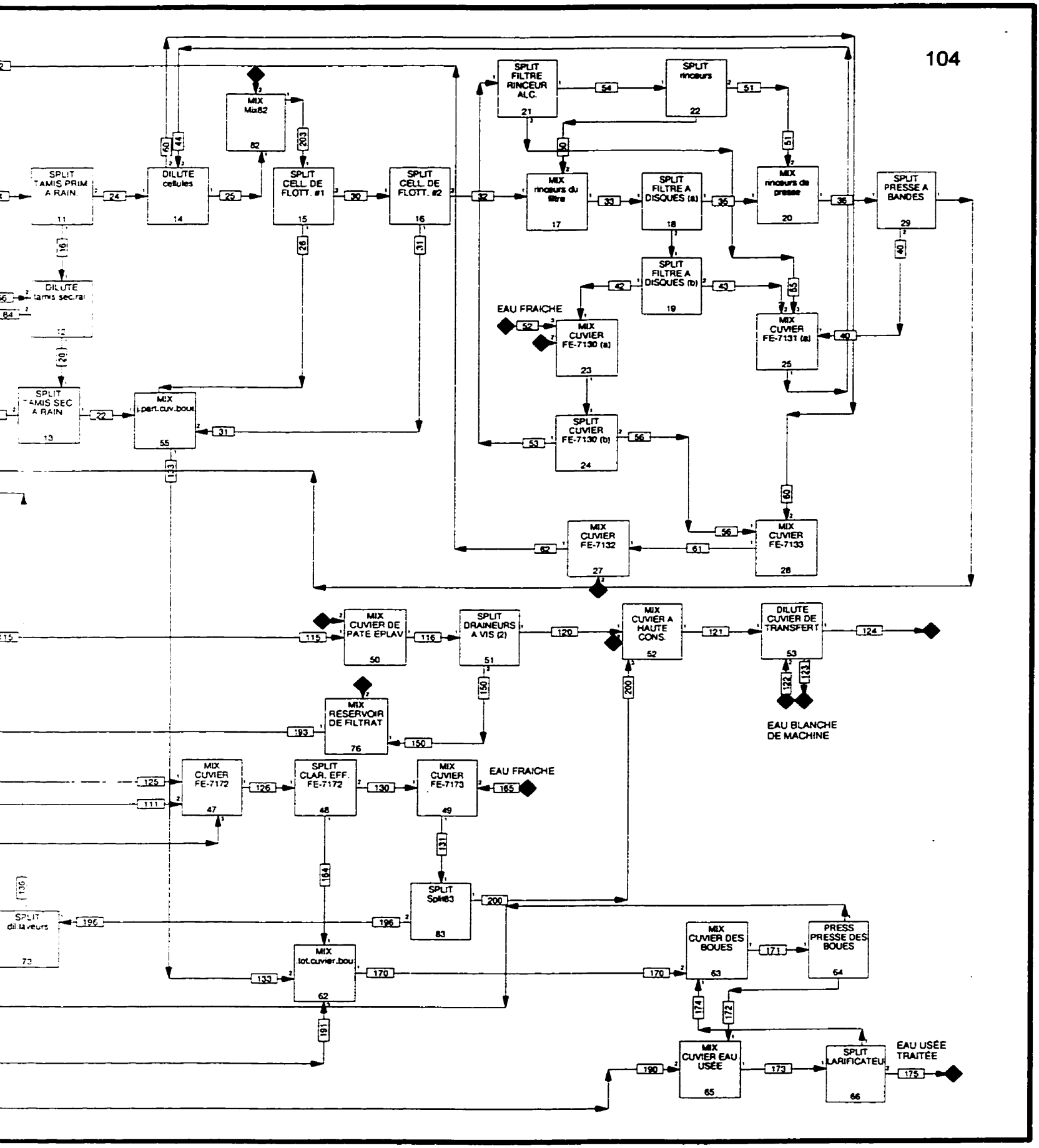
ANNEXE I Schéma de la simulation



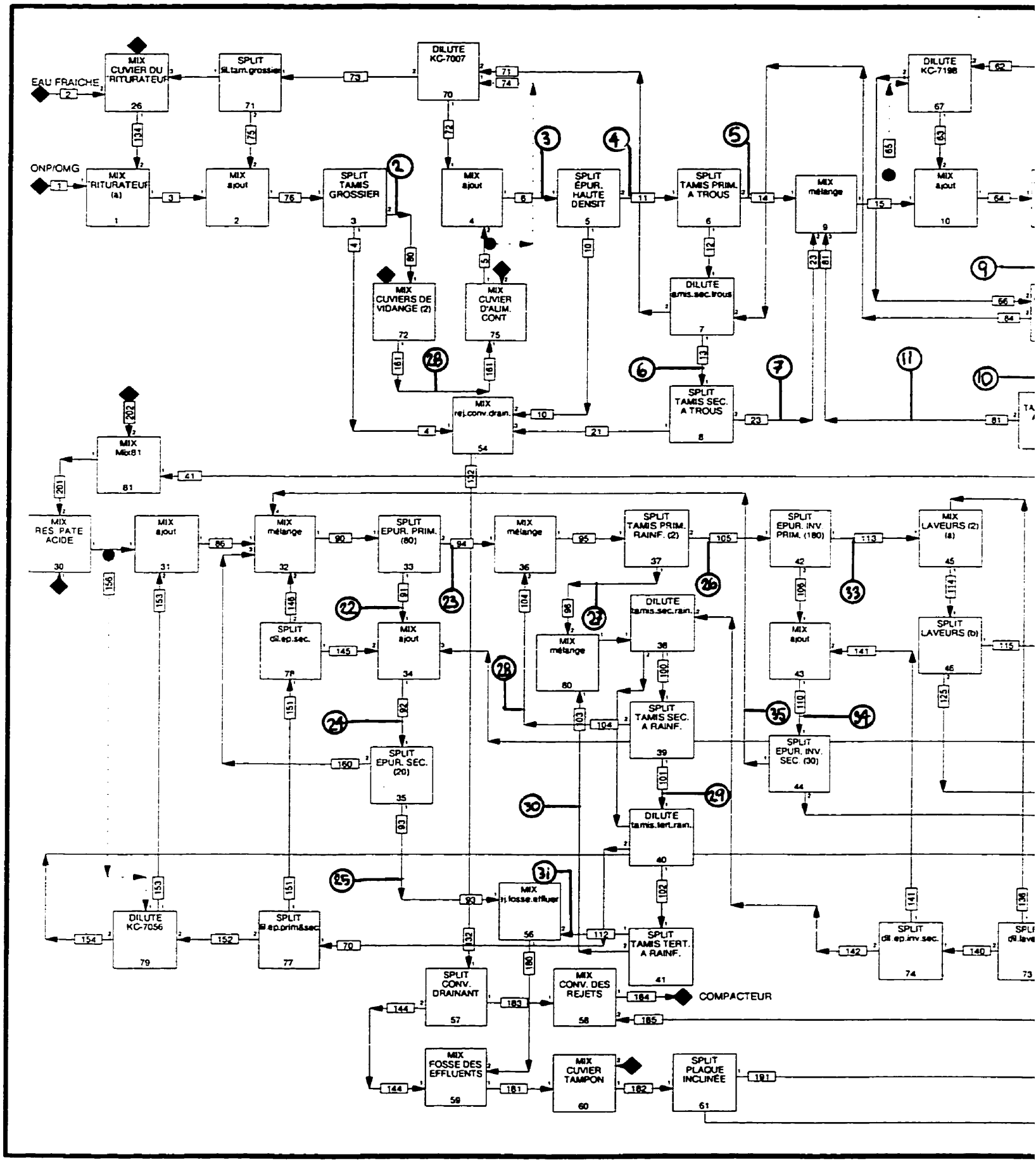
ANNEXE I Schéma de la simulation (cas de base) de l'atelier de désencrage



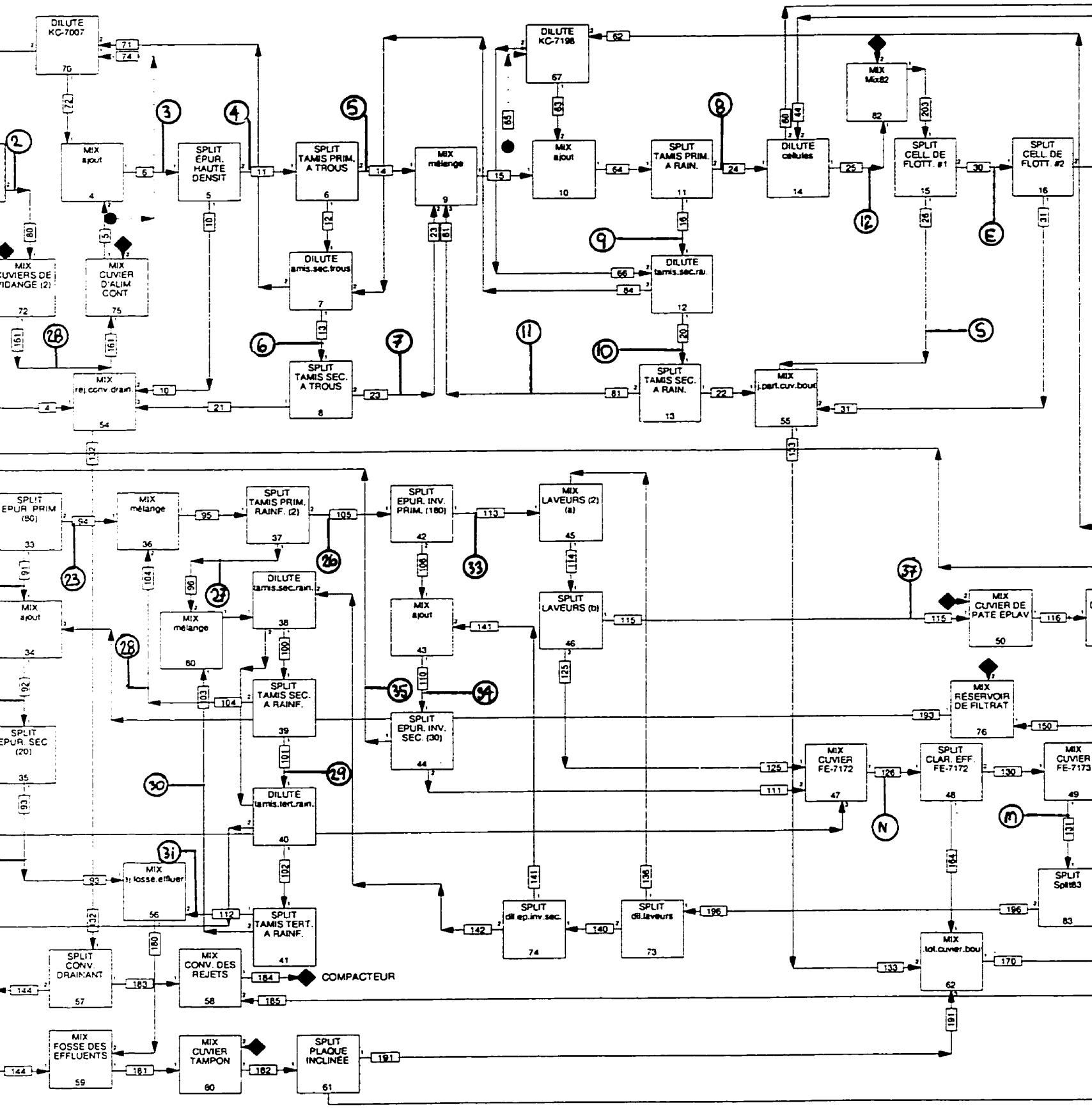
ion (cas de base) de l'atelier de désencrage

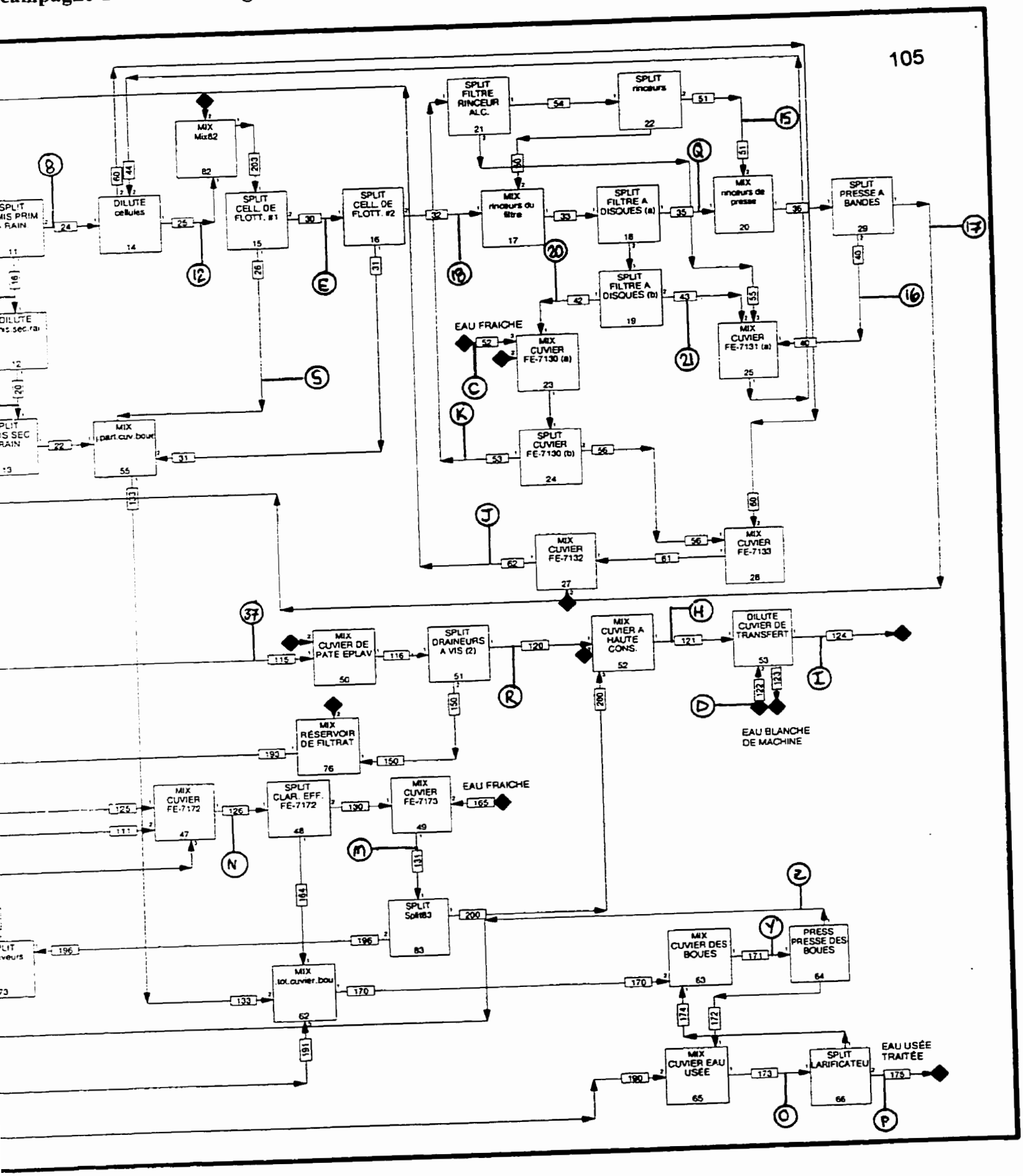


ANNEXE II Points de



ANNEXE II Points de la campagne d'échantillonnage




105
SPLIT FILTRE RINCEUR ALC. 21
SPLIT rinceurs 22
MIX Mix82 82
DILUTE cellules 14
SPLIT CELL DE FLOTT. #1 15
SPLIT CELL DE FLOTT. #2 16
MIX rinceurs du filtre 17
SPLIT FILTRE A DISQUES (a) 18
SPLIT FILTRE A DISQUES (b) 19
MIX rinceurs de presse 20
SPLIT PRESSE A BANDES 29
EAU FRAICHE
MIX CUVIER FE-7130 (a) 23
SPLIT CUVIER FE-7130 (b) 24
MIX CUVIER FE-7131 (a) 25
MIX CUVIER FE-7132 27
MIX CUVIER FE-7133 28
MIX part.cuv.bout 55
MIX CUVIER DE PATE EPLAV 50
SPLIT DRAINEURS A VIS (2) 51
MIX CUVIER A HAUTE CONS. 52
DILUTE CUVIER DE TRANSFERT 53
EAU BLANCHE DE MACHINE
MIX RÉSERVOIR DE FILTRAT 76
MIX CUVIER FE-7172 47
SPLIT CLAR. EFF. FE-7172 48
MIX CUVIER FE-7173 49
EAU FRAICHE
SPLIT Split83 83
MIX tot.cuvier.bou 62
MIX CUVIER DES BOUES 63
PRESS PRESSE DES BOUES 64
MIX CUVIER EAU USÉE 65
SPLIT LARIFICATEU 66
EAU USÉE TRAITÉE

ANNEXE III: Grille d'échantillonnage de la campagne de l'atelier de désencrage de Kruger à Bromptonville, Québec (7 & 8 mars 1995)

NO.	UNITÉ*	NO. COURANT	COURANT	%C		ANALYSE							
						CRPP-UQTR						Poly	Papricaan
						%C	SS	MD	CT	CSS	DF	Ions	Encre
		EFC-165.5					X	X				X	
		EFC-170/5.2					X	X				X	
		EBM				X	X	X				X	
	TG	PR-40.1	accepté	4		X	X	X	X	X	X	X	
	CDV		sortie			X	X	X	X	X	X	X	X
	EHD	PR-60.1	alimentation	3.4		X					X		
	TPAT	PR-70.4	alimentation	3.4		X		X	X	X	X	X	
	TPAT	PR-80.6	accepté	3.9		X		X	X	X	X	X	X
	TSAT	PR-100.1	alimentation	2.5		X					X		
	TSAT	PR-90.1/.2	accepté	2		X					X		
	TPAR	PR-110/5.1	accepté	2.6		X	X	X	X	X	X	X	X
	TPAR	PR-110.6	rejets	2.9		X					X		
	TSAR	PR-110.3	alimentation	1.8		X					X		
	TSAR	PR120.1	accepté	1.6		X	X	X	X	X	X	X	
	CF(1)	PR-170.3	alimentation	1.2		X		X	X	X	X	X	X
	CF(2)		alimentation			X	X	X	X	X	X	X	X
	CFs		rejets			X					X		
	FRA	EAC-165.7	vers PAB			X	X						
	PAB	EAP-190.3	vers CV	0.2		X	X	X				X	
	PAB	PR-190.1	accepté	30		X					X		
	PAB	PR-180.3	accepté FAD			X	X	X	X	X	X	X	
	FAD	PR-140.3	alimentation	1.1		X		X	X	X	X	X	X
	FAD	EAC-160.3		1.5		X	X	X				X	
	FAD	EAP-160.2		0.1		X	X	X				X	
	EP	PR-129	rejets	1.3		X			X	X	X		
	EP	PR-124	accepté	0.8		X		X	X	X	X	X	
	ES		alimentation			X			X	X			
	ES	EU-230.2	rejets	1		X			X	X	X		
	TPRF	PR-285.4	accepté	0.7		X		X	X	X	X	X	
	TPRF	PR-280/5.2	rejets	0.9		X					X		
	TSRF	PR-290.1	accepté	0.7		X	X	X	X	X	X	X	X
	TSRF	PR-290.3	rejet	1		X					X		
	TTRF	PR-300.1	accepté	0.6		X					X		
	TTRF	EU-300.3	rejets	1.1		X					X		
	EIP	PR-310.7	accepté	0.7		X	X	X	X	X	X	X	X
	EIS	PR-310.4	alimentation	0.1		X					X		
	EIS	PR-320.1	accepté	0.2		X							
	CPEL	PR-340.5	alimentation	4.4		X		X	X	X	X	X	X
	CHC	PR-380.1	sortie	10		X					X		
	CDT	PR-400.1	sortie	4		X	X	X	X	X	X	X	X
		EBC-340.21				X	X	X				X	
	EAU	GA-7103	EAP	0		X	X	X				X	
		GA-7131	EAC	0		X	X	X				X	
		GA-7173	EBC	0		X	X	X				X	
		GA-7172	EBC	0.1		X	X	X				X	
	CLAR		eaux usées	3		X	X	X				X	
	CLAR		eaux usées traitées			X	X	X				X	
	PBOU		alimentation			X			X	X	X		
	PBOU		sortie			X				X			
	DAV		sortie			X			X	X			

* Les définitions des codes sont données dans la liste des abbréviations

ANNEXE IV: Résultats des analyses des échantillons de la campagne du 7 et 8 mars 1995 de l'atelier de désencrage de Kruger à Bromptonville, Québec

CODE D'ÉQUIPEMENT*	EFC	EF	EBM	TG	CDV	EHD	EHD	TPAT	TSAT	TSAT	TPAR	TPAR	TSAR	TSAR
COURANT*				acc	acc	alim	acc	acc	alim	acc	acc	rejets	alim	acc
NO. D'ÉCHANTILLON	B	C	D	2	2B	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Consistance (%)			0.151	6.02	4.37	3.68	3.7	3.4	2.38	2.32	2.32	2.46	1.12	0.96
Solides en suspension (mg/L)	151	89	1706	57699	43156						24112			9724
Matières dissoutes (mg/L)	90	93	3007	3503	3430		2783	3103			3323			2963
ion Na (ppm)	8.6338	8.7224	174.431	408.139	395.042		392.337	383.215			374.435			346.187
ion Al (ppm)	0.076	0.0545	1.4844	53.1102	58.7359		19.9439	39.4545			77.7735			53.2242
ion Ca (ppm)	14.7468	15.2297	96.8819	83.7172	93.9144		105.387	82.1993			104.089			104.171
Cendres des solides en suspension (%)				11.57	11.23		10.79	11.34			10.75			10.2
Cendres totales (%)				12.57	12.47		14.22	14.1			15.07			18.4
Classification Bauer McNett (%)														
R14				17.6	8.4	7.9	9.3	4.5	24.7	25.9	12	31.2	12.4	16.9
R14/28				23.7	19.5	18.2	18.5	17.3	18.4	20.1	17.2	16.5	18.2	17.2
R28/48				13.1	17.1	16.4	16.8	17.1	14.1	15.2	16.2	11.1	15.4	16.3
R48/100				9.7	14.1	14	13.9	15.1	10.4	11.2	13.5	8	12.4	12.3
R100/200				7.6	7.7	7.4	7.6	8.3	5.8	5.5	7	1.3	5.6	6.6
P200				28.3	33.2	36.1	33.9	37.7	26.6	22.1	34.1	31.9	36	30.7
% couverture d'encre côté feutre					1.463			1.617			1.329			
côté mailles métalliques					1.713			1.799			1.682			
Réflexion de fond côté feutre					57.25			55.31			57			
côté mailles métalliques					53.22			53.36			53.33			

* Les définitions des codes sont données dans la liste des abbréviations (page xvii)

CODE D'ÉQUIPEMENT*	CF (1)	CF (2)	CFs	FRA	FAD	FAD	FAD	PAB	PAB	PAB	EP	EP	ES	ES
COURANT*	alim	alim	rejets	eau-PAB	alim	EAC	EAP	alim	EAP	accepté	accepté	rejets	alim	rejets
NO. D'ÉCHANTILLON	12	E	S	15	18	20	21	Q	16	17	23	22	24	25
Consistance (%)	1.18	1.13	2.55	0.003	1.1	0.003	0.015	7.79	0.546	30.2	0.695	0.898	0.404	1.17
Solides en suspension (mg/L)		12059		465		252	603	90227	4016					
Matières dissoutes (mg/L)	2837	3243			3027	3080	2980	3027	2850		2250			
ion Na (ppm)	364.318	361.395			375.277	373.031	377.297	390.208	372.526		148.228			
ion Al (ppm)	20.3787	48.003			38.6252	32.9287	29.0523	19.7942	19.9493		1.6154			
ion Ca (ppm)	90.3962	102.673			97.4476	114.894	93.0193	90.9098	83.4538		350.36			
Cendres des solides en suspension (%)	11.42	11.74			10.52			10.88			9.01	8.72	13.05	25.58
Cendres totales (%)	19.33	18.11			17.5			11.08			21.9	20.76	30.43	33.19
Classification Bauer McNett (%)														
R14	9.4	9.8	0.5		10.1			13.4		8.2	8	5.4		0.7
R14/28	18.1	28.1	5.9		28.6			17.4		18.6	18.4	17.9		12.5
R28/48	16.6	17	7.1		17.2			17.4		17.6	16.1	16.6		16.1
R48/100	13.5	13.7	5.3		14			14.1		14.4	13.5	14		16.2
R100/200	7.6	7.7	2.7		7.8			7		8.4	8.6	8.7		10.9
P200	34.8	23.7	78.5		22.3			30.7		32.8	35.4	37.4		43.6
% couverture d'encre côté feutre	1.271	0.585			0.479									
côté mailles métalliques	1.736	0.698			0.557									
Réflexion de fond côté feutre	57.91	65.87			65.84									
côté mailles métalliques	56.26	67.61			67.85									

* Les définitions des codes sont données dans la liste des abbréviations (page xvii)

CODE D'ÉQUIPEMENT*	TPRF	TPRF	TSRF	TSRF	TTRF	TTRF	EIP	EIS	EIS		CPEL	CHC	CDT	CV7132
COURANT*	accepté	rejets	accepté	rejets	accepté	rejets	accepté	alim	accepté	EBC	alim	sortie	sortie	EAP
NO. D'ÉCHANTILLON	26	27	28	29	30	31	33	34	35	G	37	H	I	J
Consistance (%)	0.654	0.782	0.469	0.556	0.397	0.535	0.644	0.135	0.125	0.09	3.92	8.89	4.33	0.027
Solides en suspension (mg/L)			4959				6679			1009			42639	478
Matières dissoutes (mg/L)	2227		2173				2227			2203	2197		2470	2947
ion Na (ppm)	137.063		146.323				154.457			147.687	148.81		169.083	346.265
ion Al (ppm)	1.4597		1.238				1.5386			1.2418	2.3292		7.1979	29.5306
ion Ca (ppm)	332.829		344.268				362.086			350.314	350.395		225.199	97.9964
Cendres des solides en suspension (%)	9.71		8.3				9.71				6.05		4.72	
Cendres totales (%)	20.52		25.48				22.27				8.24		6.46	
Classification Bauer McNett (%)														
R14	6.9	19.7	11.9	17.8	14.4	21.4	6.6	2.4			9.3	11.9	9.3	
R14/28	18	16.3	19	18.2	19.7	20.7	17.4	6.5			19.4	20	19.6	
R28/48	15.3	14.4	16.1	15.8	16.1	16.5	15.6	4.3			17.3	18.4	17.9	
R48/100	12.7	10.6	12.5	11.6	12.3	11.8	13.4	3.8			15.1	15.7	14.9	
R100/200	7.6	7.1	7.4	6.7	3.6	6.3	7.7	4.3			8.1	8	7.7	
P200	39.5	31.9	33.1	29.9	33.9	23.3	39.3	78.7			30.8	26	30.6	
% couverture d'encre côté feutre			0.341				0.418				0.413		0.349	
côté mailles métalliques			0.375				0.477				0.377		0.372	
Réflexion de fond côté feutre			66.03				64.69				69.75		71.08	
côté mailles métalliques			73.2				69.26				70.12		67.57	

* Les définitions des codes sont données dans la liste des abbréviations (page xvii)

CODE D'ÉQUIPEMENT*	CV7130	CV7173	CV7172	CLAR	CLAR	PBOU	PBOU	DAV
COURANT*	EAC	EBC	EBC	EU	EUT	alim	sortie	sortie
NO. D'ÉCHANTILLON	K	M	N	O	P	Y	Z	R
Consistance (%)	0.006		0.064	0.006	0.003	2.82	53.3	12.11
Solides en suspension (mg/L)	287	85	723	99	65			
Matières dissoutes (mg/L)	3083	1900	1900	1617	1397			
ion Na (ppm)	368.006	132.597	130.545	160.709	155.787			
ion Al (ppm)	27.3027	0.9519	0.8927	0.2205	0.3839			
ion Ca (ppm)	100.457	315.824	304.119	143.711	131.22			
Cendres des solides en suspension (%)						32.52	35.51	5.13
Cendres totales (%)						33.84		5.58
Classification Bauer McNett (%)								
R14						0.1		
R14/28						3.4		
R28/48						4.4		
R48/100						4.1		
R100/200						3.6		
P200						84.4		

% couverture d'encre côté feutre
côté mailles métalliques

Réflexion de fond côté feutre
côté mailles métalliques

* Les définitions des codes sont données dans la liste des abbréviations (page xvii)

ANNEXE V: Spécifications de la simulation de l'atelier de désencrage de Kruger à Bromptonville, Québec

Caractéristiques de l'eau fraîche

	valeur	unités
matières dissoutes	93	mg/L
ion Na2+	10	ppm
ion Ca2+	9	ppm
ion Al3+	0	ppm

Caractéristiques de l'eau blanche de machine

consistance	0.18	% ODC
matières dissoutes	3000	mg/L
ion Na2+	174	ppm
ion Ca2+	97	ppm
ion Al3+	2	ppm

Boucle alcaline

quantité de papier au triturateur	192	TMSF/jour
humidité du papier	90	%
matières dissoutes (apport)	130000	mg/L
ion Na2+ (apport)	1220	ppm
ion Ca2+ (apport)	0	ppm
ion Al3+ (apport)	230	ppm
eau fraîche au tamis grossier	290	l/min
dilution au tamis grossier	2550	l/min
taux de rejet massique du tamis grossier	0.9	%
indice d'épaississement des rejets du tamis grossier	3.4	
dilution (KC-7007) à l'épurateur à haute densité	à 3.8	% ODC
taux de rejet massique de l'épurateur à haute densité	0.3	%
indice d'épaississement des rejets de l'épurateur à haute densité	0.5	
taux de rejet massique du tamis primaire à trous	13.1	%
indice d'épaississement des rejets du tamis primaire à trous	1.48	
débit de pâte au tamis secondaire à trous	730	l/min
taux de rejet massique du tamis secondaire à trous	8.5	%
indice d'épaississement des rejets du tamis secondaire à trous	1.4	
dilution (KC-7198) au tamis primaire à rainures	à 2.3	% ODC
taux de rejet massique du tamis primaire à rainures	6.9	%
indice d'épaississement des rejets du tamis primaire à rainures	1.04	
débit de pâte au tamis secondaire à rainures	1000	l/min
taux de rejet massique du tamis secondaire à rainures	5	%
indice d'épaississement des rejets du tamis secondaire à rainures	1.4	
débit de pâte à la cellule de flottation no.1	12300	l/min

ANNEXE V: Spécifications de la simulation de l'atelier de désencrage de Kruger à Bromptonville, Québec

	valeur	unités
taux de rejet massique de la cellule de flottation no.1	2.5	%
indice d'épaississement des rejets de la cellule de flottation no.1	2.2	
taux de rejet massique de la cellule de flottation no.2	3.5	%
indice d'épaississement des rejets de la cellule de flottation no.2	4	
débit d'eau aux rinceurs du filtre à disques	2400	l/min
consistance de la pâte résultante du filtre à disques	8	%
consistance du filtrat clair du filtre à disques	0.015	% ODC
consistance du filtrat nuageux du filtre à disques	0.05	% ODC
débit d'eau aux rinceurs de la presse à bande	600	l/min
consistance de la pâte résultante de la presse à bande	30	% ODC
consistance du filtrat de la presse à bande	0.2	% ODC

Boucle acide

mix pour boucle acide		
dilution au réservoir de pâte acide	à 4	% ODC
dilution aux épurateurs primaires	6856	l/min
taux de rejet massique des épurateurs primaires	14.5	%
indice d'épaississement des rejets des épurateurs primaires	1.17	
dilution aux épurateurs secondaires	2860	l/min
taux de rejet massique des épurateurs secondaires	6.7	%
indice d'épaississement des rejets des épurateurs secondaires	2.67	
taux de rejet massique des tamis primaires à rainures fines	20	%
indice d'épaississement des rejets des tamis primaires à rainures fines	1.32	
débit de pâte au tamis secondaire à rainures fines	7275	l/min
taux de rejet massique du tamis secondaire à rainures fines	14.8	%
indice d'épaississement des rejets du tamis secondaire à rainures fines	1.07	
débit de pâte au tamis tertiaire à rainures fines	1270	l/min
taux de rejet massique du tamis secondaire à rainures fines	9	%
indice d'épaississement des rejets du tamis secondaire à rainures fines	1.21	
taux d'accepté massique des épurateurs inverses primaires	86.5	%
indice d'épaississement des acceptés des épurateures inverses primaires	1.09	
dilution aux épurateurs inverses secondaires	1280	l/min
taux d'accepté massique des épurateurs inverses primaires	86.5	%
indice d'épaississement des acceptés des épurateures inverses primaires	1.08	
dilution aux laveurs	3125	l/min
consistance de la pâte résultante du draineur à vis	12	%
consistance du filtrat du draineur à vis	0.5	%
dilution au cuvier de transfert	à 4.4	% ODC
taux de rejet massique du clarificateur de la boucle acide	83	%
consistance des rejets du clarificateur de la boucle acide	3	% ODC

ANNEXE V: Spécifications de la simulation de l'atelier de désencrage de Kruger à Bromptonville, Québec

	valeur	unités
Gestion des boues et des effluents		
taux de rejet massique du convoyeur drainant	90	%
consistance des rejets du convoyeur drainant	15	% ODC
taux de rejet massique de la plaque inclinée	82	%
consistance des rejets de la plaque inclinée	4	% ODC
consistance des boues de la presse des boues	42	% ODC
consistance du filtrat de la presse des boues	0.35	% ODC
taux de rejet massique du clarificateur des effluents	94	%
consistance des rejets du clarificateur des effluents	3	% ODC

ANNEXE VI : Fichier des résultats de la simulation (cas de base)

```
--- Current Values ----------------------------------------------------------
Project:      G:\Walosik\simulation\actuel\cdb-split.wg
Diagram:      [Top Level Diagram]:
Report:       Listing                                        DisComp1= Ca++
Date/time:    April 14, 1999  19:22                          DisComp2= Na+
Dataset:      Liquor streams                                 DisComp3= Al+++
Units:        TMSF/%C/l/min
-----------------------------------------------------------------------------
```

Stream numbers		1	2	3	4
Flow	l total/min	103.00	290.00	393.00	8.2991
SuspSol	cons%	90.000	0	30.477	13.906
DissSol	kg/kg	0.13000	0.000093000	0.0064206	0.0034944
DisComp1	kg/kg	0	0.00010000	0.000095129	0.000097378
DisComp2	kg/kg	0.012200	0.000087220	0.00067721	0.00040437
DisComp3	kg/kg	0.0023000	5.500E-07	0.00011255	0.000060758
TSuspSol	od mt/day	192.43	0	192.43	1.7452

Stream numbers		5	6	10	11
Flow	l total/min	3234.1	3464.2	20.918	3443.3
SuspSol	cons%	4.0641	3.7998	1.8999	3.8113
DissSol	kg/kg	0.0034944	0.0034731	0.0034731	0.0034731
DisComp1	kg/kg	0.000097378	0.000097394	0.000097394	0.000097394
DisComp2	kg/kg	0.00040437	0.00040239	0.00040239	0.00040239
DisComp3	kg/kg	0.000060758	0.000060381	0.000060381	0.000060381
TSuspSol	od mt/day	192.17	192.29	0.57687	191.71

Stream numbers		12	13	14	15
Flow	l total/min	302.90	730.00	3140.4	4816.3
SuspSol	cons%	5.6407	2.3875	3.6337	2.9007
DissSol	kg/kg	0.0034731	0.0032999	0.0034731	0.0034024
DisComp1	kg/kg	0.000097394	0.000097527	0.000097394	0.000097449
DisComp2	kg/kg	0.00040239	0.00038624	0.00040239	0.00039579
DisComp3	kg/kg	0.000060381	0.000057315	0.000060381	0.000059129
TSuspSol	od mt/day	25.114	25.337	166.60	203.46

Stream numbers		16	20	21	22
Flow	l total/min	405.02	1000.0	18.413	35.667
SuspSol	cons%	2.3920	0.99481	7.8970	1.3927
DissSol	kg/kg	0.0033551	0.0032513	0.0032999	0.0032513
DisComp1	kg/kg	0.000097485	0.000097565	0.000097527	0.000097565
DisComp2	kg/kg	0.00039138	0.00038170	0.00038624	0.00038170
DisComp3	kg/kg	0.000058291	0.000056454	0.000057315	0.000056454
TSuspSol	od mt/day	14.085	14.395	2.1536	0.71974

--- Current Values ---

Project: G:\Walosik\simulation\actuel\cdb-split.wg
Diagram: [Top Level Diagram]:
Report: Listing
Date/time: April 14, 1999 19:22
Dataset: Liquor streams
Units: TMSF/%C/l/min

Stream numbers		23	24	25	26
Flow	l total/min	711.59	5701.6	12300.	139.15
SuspSol	cons%	2.2421	2.2935	1.1129	2.4484
DissSol	kg/kg	0.0032999	0.0033551	0.0033108	0.0033108
DisComp1	kg/kg	0.000097527	0.000097485	0.000097519	0.000097519
DisComp2	kg/kg	0.00038624	0.00039138	0.00038725	0.00038725
DisComp3	kg/kg	0.000057315	0.000058291	0.000057508	0.000057508
TSuspSol	od mt/day	23.183	190.04	198.16	4.9539

Stream numbers		30	31	32	33
Flow	l total/min	12161.	105.24	12056.	14456.
SuspSol	cons%	1.0976	4.3902	1.0685	0.89246
DissSol	kg/kg	0.0033108	0.0033108	0.0033108	0.0032825
DisComp1	kg/kg	0.000097519	0.000097519	0.000097519	0.000097541
DisComp2	kg/kg	0.00038725	0.00038725	0.00038725	0.00038461
DisComp3	kg/kg	0.000057508	0.000057508	0.000057508	0.000057007
TSuspSol	od mt/day	193.20	6.7621	186.44	186.61

Stream numbers		34	35	36	40
Flow	l total/min	12932.	1523.3	2123.3	1758.0
SuspSol	cons%	0.032500	8.0000	5.7843	0.20000
DissSol	kg/kg	0.0032825	0.0032825	0.0032410	0.0032410
DisComp1	kg/kg	0.000097541	0.000097541	0.000097573	0.000097573
DisComp2	kg/kg	0.00038461	0.00038461	0.00038074	0.00038074
DisComp3	kg/kg	0.000057007	0.000057007	0.000056272	0.000056272
TSuspSol	od mt/day	6.0623	180.55	180.59	5.0742

Stream numbers		41	42	43	44
Flow	l total/min	365.25	6466.5	6465.8	8253.8
SuspSol	cons%	30.000	0.015000	0.050000	0.085223
DissSol	kg/kg	0.0032410	0.0032825	0.0032825	0.0032732
DisComp1	kg/kg	0.000097573	0.000097541	0.000097541	0.000097548
DisComp2	kg/kg	0.00038074	0.00038461	0.00038461	0.00038374
DisComp3	kg/kg	0.000056272	0.000057007	0.000057007	0.000056841
TSuspSol	od mt/day	175.52	1.3990	4.6633	10.148

--- Current Values ---

Project: G:\Walosik\simulation\actuel\cdb-split.wg
Diagram: [Top Level Diagram]:
Report: Listing
Date/time: April 14, 1999 19:22
Dataset: Liquor streams
Units: TMSF/%C/l/min

Stream numbers		45	46	50	51
Flow	l total/min	18447.	6766.5	2400.0	600.00
SuspSol	cons%	0.012619	0.014336	0.0050000	0.0050000
DissSol	kg/kg	0.0020783	0.0031413	0.0031413	0.0031413
DisComp1	kg/kg	0.00033632	0.000097649	0.000097649	0.000097649
DisComp2	kg/kg	0.00012777	0.00037145	0.00037145	0.00037145
DisComp3	kg/kg	8.501E-06	0.000054507	0.000054507	0.000054507
TSuspSol	od mt/day	3.3554	1.3990	0.17306	0.043264

Stream numbers		52	53	54	55
Flow	l total/min	300.00	3030.0	3000.0	30.000
SuspSol	cons%	0	0.014336	0.0050000	0.94502
DissSol	kg/kg	0.000093000	0.0031413	0.0031413	0.0031413
DisComp1	kg/kg	0.00010000	0.000097649	0.000097649	0.000097649
DisComp2	kg/kg	0.000087220	0.00037145	0.00037145	0.00037145
DisComp3	kg/kg	5.500E-07	0.000054507	0.000054507	0.000054507
TSuspSol	od mt/day	0	0.62646	0.21632	0.41014

Stream numbers		56	60	61	62
Flow	l total/min	3736.5	1655.4	5391.9	5391.9
SuspSol	cons%	0.014336	0.085223	0.036104	0.036104
DissSol	kg/kg	0.0031413	0.0032732	0.0031818	0.0031818
DisComp1	kg/kg	0.000097649	0.000097548	0.000097618	0.000097618
DisComp2	kg/kg	0.00037145	0.00038374	0.00037522	0.00037522
DisComp3	kg/kg	0.000054507	0.000056841	0.000055224	0.000055224
TSuspSol	od mt/day	0.77254	2.0352	2.8078	2.8078

Stream numbers		63	64	65	66
Flow	l total/min	1290.3	6106.6	4816.3	4101.6
SuspSol	cons%	0.036104	2.3000	2.9007	0.036104
DissSol	kg/kg	0.0031818	0.0033551	0.0034024	0.0031818
DisComp1	kg/kg	0.000097618	0.000097485	0.000097449	0.000097618
DisComp2	kg/kg	0.00037522	0.00039138	0.00039579	0.00037522
DisComp3	kg/kg	0.000055224	0.000058291	0.000059129	0.000055224
TSuspSol	od mt/day	0.67190	204.13	203.46	2.1359

--- Current Values ---

Project: G:\Walosik\simulation\actuel\cdb-split.wg
Diagram: [Top Level Diagram]:
Report: Listing
Date/time: April 14, 1999 19:22
Dataset: Liquor streams
Units: TMSF/%C/l/min

Stream numbers		70	71	72	73
Flow	l total/min	18171.	3079.6	230.00	2849.6
SuspSol	cons%	0.012627	0.036104	0.036104	0.036104
DissSol	kg/kg	0.0020783	0.0031818	0.0031818	0.0031818
DisComp1	kg/kg	0.00033632	0.000097618	0.000097618	0.000097618
DisComp2	kg/kg	0.00012776	0.00037522	0.00037522	0.00037522
DisComp3	kg/kg	8.501E-06	0.000055224	0.000055224	0.000055224
TSuspSol	od mt/day	3.3073	1.6036	0.11977	1.4839

Stream numbers		74	75	76	80
Flow	l total/min	3234.1	2849.4	3242.4	3234.1
SuspSol	cons%	4.0641	0.036104	4.0901	4.0641
DissSol	kg/kg	0.0034944	0.0031818	0.0034944	0.0034944
DisComp1	kg/kg	0.000097378	0.000097618	0.000097378	0.000097378
DisComp2	kg/kg	0.00040437	0.00037522	0.00040437	0.00040437
DisComp3	kg/kg	0.000060758	0.000055224	0.000060758	0.000060758
TSuspSol	od mt/day	192.17	1.4838	193.92	192.17

Stream numbers		81	84	85	86
Flow	l total/min	964.33	3506.7	394.25	3010.2
SuspSol	cons%	0.98008	0.036104	27.901	4.0000
DissSol	kg/kg	0.0032513	0.0031818	0.012630	0.0032113
DisComp1	kg/kg	0.000097565	0.000097618	0.0015922	0.00047117
DisComp2	kg/kg	0.00038170	0.00037522	0.00034379	0.00015096
DisComp3	kg/kg	0.000056454	0.000055224	0.000050811	0.000013044
TSuspSol	od mt/day	13.675	1.8260	175.52	176.00

Stream numbers		90	91	92	93
Flow	l total/min	21577.	2672.8	7338.1	183.66
SuspSol	cons%	0.79666	0.93210	0.46799	1.2495
DissSol	kg/kg	0.0023097	0.0023097	0.0022085	0.0022085
DisComp1	kg/kg	0.00036386	0.00036386	0.00035181	0.00035181
DisComp2	kg/kg	0.00013250	0.00013250	0.00013043	0.00013043
DisComp3	kg/kg	9.428E-06	9.428E-06	9.022E-06	9.022E-06
TSuspSol	od mt/day	248.45	36.026	49.580	3.3219

--- Current Values ---

Project: G:\Walosik\simulation\actuel\cdb-split.wg
Diagram: [Top Level Diagram]:
Report: Listing
Date/time: April 14, 1999 19:22
Dataset: Liquor streams
Units: TMSF/%C/l/min

Stream numbers		94	95	96	100
Flow	l total/min	18904.	25168.	3810.4	7275.0
SuspSol	cons%	0.77750	0.72886	0.96211	0.58815
DissSol	kg/kg	0.0023097	0.0022826	0.0022825	0.0022008
DisCompl	kg/kg	0.00036386	0.00036063	0.00036063	0.00035089
DisComp2	kg/kg	0.00013250	0.00013194	0.00013194	0.00013027
DisComp3	kg/kg	9.428E-06	9.320E-06	9.319E-06	8.992E-06
TSuspSol	od mt/day	212.43	265.08	53.017	61.799

Stream numbers		101	102	103	104
Flow	l total/min	1010.9	1270.0	1175.6	6264.1
SuspSol	cons%	0.62638	0.50136	0.49290	0.58198
DissSol	kg/kg	0.0022008	0.0021756	0.0021756	0.0022008
DisCompl	kg/kg	0.00035089	0.00034791	0.00034791	0.00035089
DisComp2	kg/kg	0.00013027	0.00012975	0.00012975	0.00013027
DisComp3	kg/kg	8.992E-06	8.891E-06	8.891E-06	8.992E-06
TSuspSol	od mt/day	9.1463	9.1936	8.3661	52.653

Stream numbers		105	106	110	111
Flow	l total/min	21358.	4412.2	5692.2	1136.2
SuspSol	cons%	0.68722	0.44944	0.35133	0.23858
DissSol	kg/kg	0.0022825	0.0022825	0.0022365	0.0022365
DisCompl	kg/kg	0.00036063	0.00036063	0.00035515	0.00035515
DisComp2	kg/kg	0.00013194	0.00013194	0.00013100	0.00013100
DisComp3	kg/kg	9.319E-06	9.319E-06	9.135E-06	9.135E-06
TSuspSol	od mt/day	212.07	28.629	28.862	3.9107

Stream numbers		112	113	114	115
Flow	l total/min	94.430	16946.	18446.	2638.7
SuspSol	cons%	0.60664	0.74907	0.68932	4.2300
DissSol	kg/kg	0.0021756	0.0022825	0.0022658	0.0022658
DisCompl	kg/kg	0.00034791	0.00036063	0.00035864	0.00035864
DisComp2	kg/kg	0.00012975	0.00013194	0.00013160	0.00013160
DisComp3	kg/kg	8.891E-06	9.319E-06	9.252E-06	9.252E-06
TSuspSol	od mt/day	0.82742	183.44	183.71	163.20

--- Current Values ---

Project: G:\Walosik\simulation\actuel\cdb-split.wg
Diagram: [Top Level Diagram]:
Report: Listing
Date/time: April 14, 1999 19:22
Dataset: Liquor streams
Units: TMSF/%C/l/min

Stream numbers		116	120	121	122
Flow	l total/min	2638.7	833.43	1133.4	5000.0
SuspSol	cons%	4.2300	12.000	8.9214	0.18000
DissSol	kg/kg	0.0022658	0.0022658	0.0022130	0.0030000
DisComp1	kg/kg	0.00035864	0.00035864	0.00035235	0.000096900
DisComp2	kg/kg	0.00013160	0.00013160	0.00013052	0.00017400
DisComp3	kg/kg	9.252E-06	9.252E-06	9.041E-06	1.500E-06
TSuspSol	od mt/day	163.20	150.16	150.22	12.985

Stream numbers		123	124	125	126
Flow	l total/min	3749.6	2383.9	15807.	22778.
SuspSol	cons%	0.18000	4.4000	0.090000	0.077602
DissSol	kg/kg	0.0030000	0.0026380	0.0022658	0.0022163
DisComp1	kg/kg	0.000096900	0.00021439	0.00035864	0.00035274
DisComp2	kg/kg	0.00017400	0.00015400	0.00013160	0.00013059
DisComp3	kg/kg	1.500E-06	4.968E-06	9.252E-06	9.054E-06
TSuspSol	od mt/day	9.7373	153.46	20.514	25.486

Stream numbers		130	131	132	133
Flow	l total/min	22294.	23844.	47.630	280.06
SuspSol	cons%	0.013482	0.012606	6.3771	3.0477
DissSol	kg/kg	0.0022163	0.0020784	0.0034104	0.0033032
DisComp1	kg/kg	0.00035274	0.00033633	0.000097442	0.000097525
DisComp2	kg/kg	0.00013059	0.00012777	0.00039654	0.00038654
DisComp3	kg/kg	9.054E-06	8.502E-06	0.000059271	0.000057372
TSuspSol	od mt/day	4.3327	4.3327	4.4757	12.436

Stream numbers		134	136	140	141
Flow	l total/min	290.00	1500.0	22036.	1280.0
SuspSol	cons%	0	0.012610	0.012610	0.012610
DissSol	kg/kg	0.000093000	0.0020784	0.0020784	0.0020784
DisComp1	kg/kg	0.00010000	0.00033632	0.00033632	0.00033632
DisComp2	kg/kg	0.000087220	0.00012777	0.00012777	0.00012777
DisComp3	kg/kg	5.500E-07	8.501E-06	8.501E-06	8.501E-06
TSuspSol	od mt/day	0	0.27265	4.0054	0.23266

--- Current Values ---

Project: G:\Walosik\simulation\actuel\cdb-split.wg
Diagram: [Top Level Diagram]:
Report: Listing
Date/time: April 14, 1999 19:22
Dataset: Liquor streams
Units: TMSF/%C/l/min

Stream numbers		142	144	145	146
Flow	l total/min	20756.	29.939	2860.0	6856.0
SuspSol	cons%	0.012610	1.0329	0.012627	0.012627
DissSol	kg/kg	0.0020784	0.0034104	0.0020783	0.0020783
DisComp1	kg/kg	0.00033632	0.000097442	0.00033632	0.00033632
DisComp2	kg/kg	0.00012777	0.00039654	0.00012776	0.00012776
DisComp3	kg/kg	8.501E-06	0.000059271	8.501E-06	8.501E-06
TSuspSol	od mt/day	3.7727	0.44757	0.52055	1.2479

Stream numbers		150	151	152	153
Flow	l total/min	1805.3	9716.0	8454.8	2616.0
SuspSol	cons%	0.50000	0.012627	0.012627	0.012627
DissSol	kg/kg	0.0022658	0.0020783	0.0020783	0.0020783
DisComp1	kg/kg	0.00035864	0.00033632	0.00033632	0.00033632
DisComp2	kg/kg	0.00013160	0.00012776	0.00012776	0.00012776
DisComp3	kg/kg	9.252E-06	8.501E-06	8.501E-06	8.501E-06
TSuspSol	od mt/day	13.034	1.7684	1.5389	0.47613

Stream numbers		154	156	160	161
Flow	l total/min	5838.9	394.25	7154.5	3234.1
SuspSol	cons%	0.012627	27.901	0.44787	4.0641
DissSol	kg/kg	0.0020783	0.012630	0.0022085	0.0034944
DisComp1	kg/kg	0.00033632	0.0015922	0.00035181	0.000097378
DisComp2	kg/kg	0.00012776	0.00034379	0.00013043	0.00040437
DisComp3	kg/kg	8.501E-06	0.000050811	9.022E-06	0.000060758
TSuspSol	od mt/day	1.0627	175.52	46.258	192.17

Stream numbers		163	164	165	170
Flow	l total/min	4555.9	484.28	1550.0	828.84
SuspSol	cons%	0.37944	3.0000	0	3.0942
DissSol	kg/kg	0.0022365	0.0022163	0.000093000	0.0025914
DisComp1	kg/kg	0.00035515	0.00035274	0.00010000	0.00026437
DisComp2	kg/kg	0.00013100	0.00013059	0.000087220	0.00021910
DisComp3	kg/kg	9.135E-06	9.054E-06	5.500E-07	0.000025763
TSuspSol	od mt/day	24.951	21.154	0	37.359

--- Current Values ---

Project: G:\Walosik\simulation\actuel\cdb-split.wg
Diagram: [Top Level Diagram]:
Report: Listing
Date/time: April 14, 1999 19:22
Dataset: Liquor streams
Units: TMSF/%C/l/min

Stream numbers		171	172	173	174
Flow	l total/min	943.34	889.54	1133.0	114.50
SuspSol	cons%	3.0827	0.35000	0.32540	3.0000
DissSol	kg/kg	0.0025821	0.0025696	0.0025149	0.0025149
DisComp1	kg/kg	0.00026601	0.00026472	0.00027787	0.00027787
DisComp2	kg/kg	0.00021717	0.00021612	0.00020321	0.00020321
DisComp3	kg/kg	0.000025407	0.000025283	0.000022829	0.000022829
TSuspSol	od mt/day	42.361	4.4939	5.3212	5.0020

Stream numbers		175	180	181	182
Flow	l total/min	1018.5	278.09	308.03	308.03
SuspSol	cons%	0.021741	1.0315	1.0317	1.0317
DissSol	kg/kg	0.0025149	0.0021973	0.0023152	0.0023152
DisComp1	kg/kg	0.00027787	0.00035048	0.00032587	0.00032587
DisComp2	kg/kg	0.00020321	0.00013020	0.00015610	0.00015610
DisComp3	kg/kg	0.000022829	8.978E-06	0.000013868	0.000013868
TSuspSol	od mt/day	0.31927	4.1493	4.5969	4.5969

Stream numbers		183	184	185	190
Flow	l total/min	17.691	71.490	53.798	243.53
SuspSol	cons%	15.000	35.804	42.000	0.23551
DissSol	kg/kg	0.0034104	0.0030471	0.0028886	0.0023152
DisComp1	kg/kg	0.000097442	0.00023677	0.00029758	0.00032587
DisComp2	kg/kg	0.00039654	0.00028962	0.00024294	0.00015609
DisComp3	kg/kg	0.000059271	0.000037796	0.000028422	0.000013868
TSuspSol	od mt/day	4.0282	41.895	37.867	0.82744

Stream numbers		191	193	195	196
Flow	l total/min	64.501	1805.3	4985.9	23544.
SuspSol	cons%	4.0000	0.50000	0.85162	0.012606
DissSol	kg/kg	0.0023152	0.0022658	0.0022573	0.0020784
DisComp1	kg/kg	0.00032587	0.00035864	0.00035762	0.00033633
DisComp2	kg/kg	0.00015609	0.00013160	0.00013142	0.00012777
DisComp3	kg/kg	0.000013868	9.252E-06	9.218E-06	8.502E-06
TSuspSol	od mt/day	3.7695	13.034	61.383	4.2782

--- Current Values ---

Project: G:\Walosik\simulation\actuel\cdb-split.wg
Diagram: [Top Level Diagram]:
Report: Listing
Date/time: April 14, 1999 19:22
Dataset: Liquor streams
Units: TMSF/%C/l/min

Stream numbers		200	201	202	203
Flow	l total/min	300.00	394.25	29.000	12300.
SuspSol	cons%	0.012606	27.901	0	1.1129
DissSol	kg/kg	0.0020784	0.012630	0.10000	0.0033108
DisComp1	kg/kg	0.00033633	0.0015922	0.015500	0.000097519
DisComp2	kg/kg	0.00012777	0.00034379	0	0.00038725
DisComp3	kg/kg	8.502E-06	0.000050811	0	0.000057508
TSuspSol	od mt/day	0.054515	175.52	0	198.16